

**PROPOSIÇÃO DE METODOLOGIA PARA DETERMINAÇÃO DE
PARÂMETROS DE PROJETO E OPERAÇÃO DE REATORES
BIOLÓGICOS DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA**

RENATA UGLIANI HENRIQUE PEREIRA

Dissertação apresentada à Faculdade de
Engenharia Civil como parte dos requisitos
para obtenção do título de Mestre em
Engenharia Civil, área de concentração
Recursos Hídricos e Saneamento.

**CAMPINAS-SP
Agosto/1996**

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL

**PROPOSIÇÃO DE METODOLOGIA PARA DETERMINAÇÃO DE
PARÂMETROS DE PROJETO E OPERAÇÃO DE REATORES
BIOLÓGICOS DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA**

RENATA UGLIANI HENRIQUE PEREIRA

Prof. Dr. Carlos Gomes da Nave Mendes

orientador

**Dissertação apresentada à Faculdade de
Engenharia Civil como parte dos requisitos
para obtenção do título de Mestre em
Engenharia Civil, área de concentração
Recursos Hídricos e Saneamento.**

**CAMPINAS-SP
Agosto/1996**

UNIDADE	OC
N.º CHAMADA:	7/UNICAMP
V.	Ex
TOMBO BC/	28599
PROC.	667196
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	19/09/96
N.º CPD	

CM-00092472-3

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

P424p

Pereira, Renata Ugliani Henrique

Proposição de metodologia para determinação de parâmetros de projeto e operação de reatores biológicos de lodos ativados por batelada / Renata Ugliani Henrique Pereira.--Campinas, SP: [s.n.], 1996.

Orientador: Carlos Gomes da Nave Mendes.

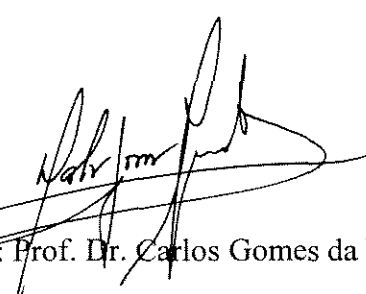
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Civil.

1. Águas residuais - Purificação - Tratamento biológico. 2. Esgotos. 3. Águas residuais - Purificação - Processo de lodo ativado. I. Mendes, Carlos Gomes da Nave. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Civil. III. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO

Dissertação defendida e aprovada em 08 de agosto de 1996, pela
banca examinadora constituída pelos membros:

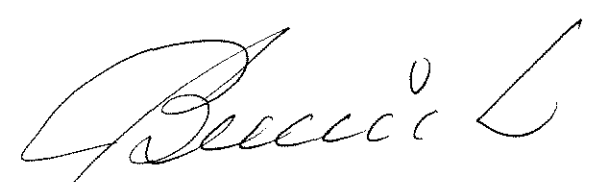
Titulares:

Atesto que este verso é definitivo

Orientador: Prof. Dr. Carlos Gomes da Nave Mendes

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP


Prof. Dr. Durval Rodrigues de Paula Jr.

Faculdade de Engenharia Agrícola - UNICAMP


Prof. Dr. Bruno Coraucci Filho

Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP

Ao meu marido, GERALDO.

pelo amor e incentivo

*Aos meus pais, pela dedicação,
e à minha grande amiga
Claudia Mayumi Yamassaki,
pelo total apoio e participação em
todas as fases desta pesquisa.*

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Carlos Gomes da Nave Mendes, pela sua orientação, paciência e dedicação durante todo esse trabalho.

À Faculdade de Engenharia Civil e ao Departamento de Hidráulica e Saneamento, pelo uso de suas instalações.

À CNPq, Conselho Nacional de Pesquisa, pela bolsa concedida.

À indústria de Lápis Johann Faber S/A, fábrica II, localizada no município de São Carlos ao qual nos forneceu os efluentes e o lodo utilizado na parte experimental. Em especial às pessoas Márcia H. Viola, Marcos Thomazi e Francisco B. Gaban.

À empresa HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA., pelo fornecimento dos relatórios referente ao STAR da indústria Johann Faber S/A.

Aos Profs. Msc. Edson A. Nour e Dr. José R. Guimarães, pela troca de informações durante a fase experimental.

À prof^a Dr. Egle Novaes Teixeira pela contribuição na apreciação da parte teórica.

Ao prof. Dr. Roberto Feijó de Figueiredo pelo auxílio e incentivo durante toda a pesquisa.

Aos funcionários do laboratório do DHS em especial ao Msc. Jairo Brunini, ao técnico Hugo Sorbo Menilo e aos estagiários Thelma Cristina Marsariolli e Gustavo Henrique da Silva pelo auxílio durante toda a parte experimental.

Aos técnicos do setor de computação da F.E.C, em especial à Renato A. Russo pelos primeiros ensinamentos nos computadores.

Às bibliotecárias da BAE em especial à Raquel Coccatto Ribeiro e Joana D'Arc S. Pereira pelo auxílio e dedicação durante o levantamento bibliográfico.

A todos os amigos da pós-graduação e funcionários da F.E.C. que auxiliaram-me durante todo o curso de pós-graduação.

Aos membros da Comissão Examinadora deste trabalho, dos quais aguardo críticas e sugestões. A todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

SUMÁRIO

	Página
LISTA DE TABELAS.....	xi
LISTA DE FIGURAS.....	xiv
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS	xvi
RESUMO.....	xxi
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 OBJETIVO.....	3
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1 INTRODUÇÃO.....	5
3.2 PROCESSOS DE TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS.....	6
3.3 TRATAMENTO BIOLÓGICO.....	14

3.3.1 Necessidade de nutrientes.....	14
3.3.2 Nutrição dos organismos heterotróficos.....	16
3.3.3 Respiração dos organismos aeróbios.....	16
3.3.4 Nitrificação-desnitrificação.....	17
3.3.5 Crescimento biológico.....	18
3.4 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS.....	21
3.4.1 Tipos de sistemas de lodos ativados.....	22
3.4.1.1 <i>Reatores de mistura completa</i>	23
3.4.1.2 <i>Reatores de aeração sem recirculação de lodo (LAGOAS AERADAS)</i>	24
3.4.1.3 <i>Reatores tipo tubular "PLUG-FLOW" com recirculação de lodo</i>	26
3.4.1.4 <i>Lodos ativados por batelada</i>	27
3.5 PARÂMETROS DE OPERAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA.....	35
3.5.1 Parâmetros de controle operacional do processo.....	35
3.5.2 Parâmetros de dimensionamento.....	40
3.6 RESULTADOS DE ALGUMAS PESQUISAS JÁ REALIZADAS COM O USO DE REATORES LAB.....	46
4. METODOLOGIA.....	55
4.1 INTRODUÇÃO.....	55
4.2 INSTALAÇÃO EM ESCALA REAL.....	56
4.2.1 Águas residuárias geradas na indústria.....	56
4.2.2 Descrição do sistema.....	57

4.2.3 Características qualitativas das águas afluentes e efluentes.....	60
4.3 ESTUDO DE TRATABILIDADE BIOLÓGICA COM REATORES TIPO LODOS ATIVADOS POR BATELADA.....	64
4.3.1 Introdução.....	64
4.3.2 Trabalho experimental.....	74
5 RESULTADOS: APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO.....	78
6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	113
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	117
ABSTRACT.....	122

LISTA DE TABELAS

	Página
TABELA 3.1 CLASSIFICAÇÃO GERAL DE MICRORGANISMOS POR FONTE DE ENERGIA E CARBONO.....	15
TABELA 3.2 VALORES MÉDIOS DE PARÂMETROS OPERACIONAIS (mg/L) DO REATOR DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA. CAMPOS DO VALE/IPH/UFRGS 91/92.....	47
TABELA 3.3 DADOS DA MÉDIA MENSAL DE OPERAÇÃO DO SISTEMA LAB.....	48
TABELA 3.4 TEMPO MÉDIO POR PERÍODO DE CICLO EM CADA TANQUE.....	49
TABELA 3.5 VARIAÇÃO DOS PERÍODOS PARCIAIS DE UM CICLO COMPLETO DE REATORES PILOTO OPERANDO COMO LODOS ATIVADOS POR BATELADA.....	50
TABELA 3.6 QUALIDADE DO AFLUENTE E DO EFLUENTE PARA O SISTEMA DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA OPERADO COM TEMPO DE REAÇÃO DE 0,5, 1,5 e 2,5 HORAS.....	51
TABELA 3.7 PARÂMETROS DE QUALIDADE DO EFLUENTE COM A VARIAÇÃO DO PERÍODO DE ENCHIMENTO E REAÇÃO.....	54
TABELA 4.1 CARACTERÍSTICAS QUALITATIVAS MÉDIAS DOS ESGOTOS INDUSTRIAIS BRUTOS, ESGOTOS SANITÁRIOS BRUTOS E AFLUENTE COMPOSTO AO STAR-JF.....	61
TABELA 4.2 CARACTERÍSTICAS QUALITATIVAS MÉDIAS DOS ESGOTOS INDUSTRIAIS BRUTOS E TRATADOS FÍSICO-QUIMICAMENTE, COM A RESPECTIVA EFICIÊNCIA DO PROCESSO.....	62

TABELA 4.3 CARACTERÍSTICAS QUALITATIVAS MÉDIAS DOS ESGOTOS BRUTOS E TRATADOS E EFICIÊNCIA GLOBAL DO SISTEMA.....	63
TABELA 4.4 VALORES DE T_e (h) E T_r (h) EM FUNÇÃO DE T_c (h) E N.....	76
TABELA 4.5 VOLUMES QUE FORAM ADICIONADOS A CADA 30 MINUTOS PARA SIMULAÇÃO DO ENCHIMENTO DOS REATORES EM FUNÇÃO DE T_c (h), N E FL ADOTADOS.....	77
TABELA 5.1 CARACTERIZAÇÃO QUALITATIVA DA AMOSTRA DE SUBSTRATO UTILIZADO PARA ALIMENTAÇÃO DOS REATORES ENSAIADOS.....	79
TABELA 5.2 CARACTERIZAÇÃO QUALITATIVA DA AMOSTRA DE LODOS ATIVADOS UTILIZADA NOS REATORES ENSAIADOS.....	79
TABELA 5.3 ENSAIO N ^o 1 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 3$ HORAS E DE N=4 TANQUES.....	82
TABELA 5.4 ENSAIO N ^o 2 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 3$ HORAS E DE N=4 TANQUES.....	83
TABELA 5.5 ENSAIO N ^o 3 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 6$ HORAS E DE N=3 TANQUES.....	84
TABELA 5.6 ENSAIO N ^o 4 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 6$ HORAS E DE N=3 TANQUES.....	85
TABELA 5.7 ENSAIO N ^o 5 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 6$ HORAS E DE N=4 TANQUES.....	86
TABELA 5.8 ENSAIO N ^o 6 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 6$ HORAS E DE N=4 TANQUES.....	87
TABELA 5.9 ENSAIO N ^o 7 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 9$ HORAS E DE N=2 TANQUES.....	88
TABELA 5.10 ENSAIO N ^o 8 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 9$ HORAS E DE N=2 TANQUES.....	89
TABELA 5.11 ENSAIO N ^o 9 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 9$ HORAS E DE N=3 TANQUES.....	90
TABELA 5.12 ENSAIO N ^o 10 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 9$ HORAS E DE N=3 TANQUES.....	91
TABELA 5.13 ENSAIO N ^o 11 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 9$ HORAS E DE N=4 TANQUES.....	92
TABELA 5.14 ENSAIO N ^o 12 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 9$ HORAS E DE N=4 TANQUES.....	93
TABELA 5.15 ENSAIO N ^o 13 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 12$ HORAS E DE N=2 TANQUES.....	94
TABELA 5.16 ENSAIO N ^o 14 - SIMULAÇÃO DE $T_C = 12$ HORAS E DE N=2 TANQUES.....	95

TABELA 5.17	ENSAIO Nº 15 - SIMULAÇÃO DE TC =12 HORAS E DE N=3 TANQUES.....	96
TABELA 5.18	ENSAIO Nº 16 - SIMULAÇÃO DE TC = 12 HORAS E DE N=3 TANQUES.....	97
TABELA 5.19	ENSAIO Nº 17 - SIMULAÇÃO DE TC = 12 HORAS E DE N=4 TANQUES.....	98
TABELA 5.20	ENSAIO Nº 18 - SIMULAÇÃO DE TC = 12 HORAS E DE N=4 TANQUES.....	99
TABELA 5.21	ENSAIO Nº 19 - SIMULAÇÃO DE TC = 15 HORAS E DE N=2 TANQUES.....	100
TABELA 5.22	ENSAIO Nº 20 - SIMULAÇÃO DE TC =15 HORAS E DE N=2 TANQUES.....	101
TABELA 5.23	ENSAIO Nº 21 - SIMULAÇÃO DE TC = 15 HORAS E DE N=3 TANQUES.....	102
TABELA 5.24	ENSAIO Nº 22 - SIMULAÇÃO DE TC = 15 HORAS E DE N=3 TANQUES.....	103
TABELA 5.25	ENSAIO Nº 23 - SIMULAÇÃO DE TC = 15 HORAS E DE N=4 TANQUES.....	104
TABELA 5.26	ENSAIO Nº 24 - SIMULAÇÃO DE TC = 15 HORAS E DE N=4 TANQUES.....	105

LISTA DE FIGURAS

	Página
FIGURA 3.1 CONCEITO DE SISTEMA DE TRATAMENTO DE ESGOTOS.....	10
FIGURA 3.2 CRESCIMENTO PADRÃO DE BACTÉRIAS.....	19
FIGURA 3.3 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS COM MISTURA COMPLETA	24
FIGURA 3.4 ESQUEMA DE SISTEMA CONSTITUÍDO POR LAGOA AERADA SEGUIDA POR LAGOA DE SEDIMENTAÇÃO DE LODO.....	25
FIGURA 3.5 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS CONVENCIONAL.....	27
FIGURA 3.6 OPERAÇÕES SEQUENCIAIS DE UMA BATERIA CONTENDO 3 REATORES....	29
FIGURA 3.7 COMPORTAMENTO DA CONCENTRAÇÃO DE CARBONO DURANTE O PERÍODO DE ENCHIMENTO VARIANDO-SE A APLICAÇÃO DE OXIGÊNIO.....	37
FIGURA 3.8 COMPORTAMENTO DA CONCENTRAÇÃO DE CARBONO DURANTE O PERÍODO DE REAÇÃO.....	37
FIGURA 4.1 FLUXOGRAMA DO STAR-JF, CONSTRUÍDO.....	58
FIGURA 5.1 FOTOGRAFIA DOS SEIS REATORES DE LODOS ATIVADOS TIPO BATELADA, CARACTERIZADOS POR BEQUERES DE 4 LITROS GRADUADOS E RESPECTIVOS DISPOSITIVOS DE AERAÇÃO (SOPRADORES DE AQUÁRIO).....	80
FIGURA 5.2 VARIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE $\text{DBO}_{5\text{DISS}}$ EM FUNÇÃO DO PERÍODO TOTAL DE UM CICLO COMPLETO E DO NÚMERO DE REATORES DA BATERIA PARA UMA $\text{FL} = 0,25$	108

FIGURA 5.3 VARIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DBO_{diss} , EM FUNÇÃO DO PERÍODO TOTAL DE UM CICLO COMPLETO E DO NÚMERO DE REATORES DA BATERIA PARA UMA $\text{FL} = 0,40$109

FIGURA 5.4 VARIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DQO_{diss} , EM FUNÇÃO DO PERÍODO TOTAL DE UM CICLO COMPLETO E DO NÚMERO DE REATORES DA BATERIA PARA UMA $\text{FL} = 0,25$109

FIGURA 5.5 VARIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DA REMOÇÃO DE DQO_{diss} , EM FUNÇÃO DO PERÍODO TOTAL DE UM CICLO COMPLETO E DO NÚMERO DE REATORES DA BATERIA PARA UMA $\text{FL} = 0,40$110

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

abr.	abril
ago.	agosto
CH ₄	metano
C ₆ H ₁₂ O ₆	glicose
C:N:P	relação Carbono: Nitrogênio: Fósforo
CO ₂	dióxido de carbono
COT	carbono orgânico total
Cv	cavalo á vapor
d.	dia
dec.	decantador
dec. prim	decantador primário
dez.	dezembro
DBO	demanda bioquímica de oxigênio (mg/L)
DBO ₅	demanda bioquímica de oxigênio, após cinco dias de incubação, mantido a 20°C (mg/L)
DQO	demanda química de oxigênio
DQO _{diss}	demanda química de oxigênio dissolvida
E	eficiência em remoção de DBO solúvel no tanque de aeração

EESC-USP	Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo
Efl.	efluente
ETE	estação de tratamento de esgoto
fev.	fevereiro
F/M	relação alimento/microrganismo
FL	fração de lodo
h.	hora
H ₂	gás hidrogênio
H ₂ O	água
H ₂ S	ácido sulfídrico
ICEAS	sistema LAB com fluxo contínuo
IVL	índice volumétrico de lodo
jan.	janeiro
jul.	julho
jun.	junho
K _d	Coeficiente de decaimento endógeno, d ⁻¹
Kg	quilograma
LAB	lodos ativados tipo batelada
mar.	março
mL	mililitro

mL/L	mililitro por litro
mL/g	mililitro por grama
MLSS	sólidos suspensos totais na massa líquida
MLVSS	sólidos suspensos voláteis na massa líquida
mg	miligrama
mg/L	miligrama por litro
nov.	novembro
NH ₃	amônia
N-NH ₃	nitrogênio amoniacal
NO ₃ ⁻	nitrato
N total	nitrogênio total
O ₂	gás oxigênio
OD	oxigênio dissolvido
out.	outubro
P _{total}	fósforo total
pH	potencial hidrogeniônico
Prim.	primário
Q	vazão afluenta
$\overline{Q_e}$	vazão média de enchimento (m ³ /h)
S	concentração de DBO ₅ efluente
S ₀	concentração de DBO ₅ solúvel afluenta

set.	setembro
SO_4^{2-}	íon sulfato
SS	sólidos sedimentáveis
SDF	sólidos dissolvidos fixos
SDT	sólidos dissolvidos totais
SDV	sólidos dissolvidos voláteis
SSF	sólidos suspensos fixos
SST	sólidos suspensos total
SSV	sólidos suspensos voláteis
SSVTA	sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração
STAR-JF	Sistema de Tratamento de Águas Residuárias Industriais e Sanitárias de Indústria Lapis Johann Faber S/A
STF	sólidos totais fixos
STV	sólidos totais voláteis
T	tanque
Tc	período de duração de um ciclo completo (h)
Td	período destinado à descargas de excesso de lodo e do sobrenadante (efluente tratado)
Te	período de enchimento
Tnorte	tanque norte

T_p	período destinado ao repouso e espera para novo enchimento (h)
T_r	Período destinado à reação com o reator cheio (h)
T_s	Período destinado à sedimentação do lodo ativado (h)
T_{sul}	tanque sul
U	taxa de utilização específica de microrganismos
unid.	unidade
USEPA	agência de proteção ambiental Norte Americana
v	volume
V_r	volume total do reator (m^3)
V_u	volume útil do reator destinado à operação de enchimento (m^3)
X_v	sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (mg/L)
Y	coeficiente na remoção de sólidos
θ_c	tempo de detenção celular
θ_h	tempo de detenção hidráulico

RESUMO

O uso de reatores biológicos tipo lodos ativados por batelada (LAB), vem sendo intensificado nos últimos anos em vários países, pela sua simplicidade operacional, possibilidade de automação, flexibilidade de estratégias de operação que podem permitir a remoção de nutrientes principalmente (N e P) e obtenção de choques devido aos picos de cargas volumétricas e/ou orgânicas, baixa produção de lodo e alta eficiência de remoção de compostos orgânicos, aliado à economia de energia e implantação comparada com os sistemas de lodos ativados convencionais e suas variantes. No entanto, porém, não existem, parâmetros e modelos matemáticos bem definidos que possam ser aplicados ao projeto e operação desse tipo de sistema, e neste trabalho, apresenta-se e testa-se com sucesso, uma nova modelagem matemática para projeto e operação desse tipo de sistema, além de uma nova metodologia de desenvolvimento de estudos de tratabilidade em reatores piloto, de forma que possam ser estabelecidos parâmetros otimizados que permitam a determinação das seguintes variáveis: a) número ideal de reatores que devem compor uma bateria; b) volume ideal de cada reator; c) parcela do volume total de cada reator que deve ser reservada para preservação do lodo ativado; d) duração ideal de um ciclo total de tratamento e respectivas percentagens desse período destinado às operações de enchimento e reação.

1 INTRODUÇÃO

O tratamento biológico de esgotos é um fenômeno que pode ocorrer naturalmente no solo ou na água, desde que predominem condições apropriadas.

Segundo CAMPOS (1990), “a natureza tem condições de promover o “tratamento” dos esgotos, desde que não ocorra sobrecarga e que haja boas condições ambientais que permitam a evolução, reprodução e crescimento de organismos que decomponham a matéria orgânica”

No conceito de Engenharia Sanitária, em estações de tratamento procura-se, geralmente, reduzir o tempo de detenção hidráulico e aumentar a eficiência das reações bioquímicas, de maneira que se atinja um determinado nível de redução de carga orgânica em tempo e espaço muito inferior em relação ao que se espera que aconteça no ambiente natural.

Segundo SACHS (1986), “Em vez de se adaptar o ecossistema a tecnologias importadas, testadas em condições ecológicas e culturais diferentes e que tendam a destruir o sistema, produzindo efeitos sociais desastrosos, a idéia é a de adotar uma nova atitude, desenhando-se tecnologias apropriadas às condições naturais e sociais em que deverão ser utilizadas”.

Concordando com SACHS, partiu-se pelo caminho de aprimorar tecnologias alternativas e propor modelações matemáticas inovadoras para os diferentes parâmetros de tratamento de esgotos, buscando soluções que possam minimizar custos e adequar-se às realidades brasileiras. Entre as alternativas técnicas escolheu-se o sistema de lodos ativados por batelada.

2 OBJETIVO

O objetivo do presente trabalho foi visar a abordagem teórica e experimental da aplicação do sistema de lodos ativados pelo uso de reatores tipo batelada sob os seguintes aspectos:

a) desenvolvimento de modelo matemático operacional de uma bateria de reatores de Lodos Ativados por Batelada (LAB), estabelecendo relações entre parâmetros de operação e do dimensionamento do processo;

b) proposição e investigação experimental de metodologia para estudos de tratabilidade com o uso de reatores piloto de lodos ativados tipo batelada, que permitam a otimização de parâmetros de dimensionamento e operacionais para instalações em escala real tais como:

- “Número ideal” de reatores devem compor uma bateria para otimizar a relação custo benefício;
- Volume total de cada reator;
- Parcela do volume de cada reator que deve ser reservada para preservação do lodo e disponível para o enchimento (volume útil);

-Duração ideal de um ciclo total de tratamento e quais porcentagens desse tempo deveriam ser destinadas às diversas operações, tais como, enchimento, reação, sedimentação, descartes de lodo e sobrenadante e repouso.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo serão apresentados os seguintes tópicos: Processos de tratamento de esgotos sanitários, o tratamento biológico, sistema de lodos ativados, parâmetros de operação e dimensionamento de lodos ativados por batelada e alguns resultados de pesquisas já realizadas.

3.1 INTRODUÇÃO

De acordo com METCALF e EDDY (1991), de 1900 até o início dos anos 70 os objetivos do tratamento das águas residuárias, nos Estados Unidos da América do Norte, foram:

- a) a remoção de materiais flotáveis e sedimentáveis;
- b) tratamento de material orgânico biodegradável e,
- c) eliminação de organismos patogênicos.

De 1970 a 1980, a preocupação do tratamento das águas residuárias esteve voltada principalmente para a remoção da matéria orgânica através da estética e para o ambiente, sendo reforçada ainda, a atenção para a demanda bioquímica de oxigênio (DBO), sólidos suspensos e redução de organismos patogênicos.

A remoção de nutrientes, tais como nitrogênio e fósforo, também começou a ser discutida. As agências ambientais americanas, tanto no âmbito estadual quanto no federal, esforçaram-se para que o tratamento de águas residuárias fosse difundido e efetivo, a fim de melhorar a qualidade das águas superficiais e em consequência, preservar o ambiente. Estes esforços resultaram, em parte, de um maior discernimento dos efeitos ambientais causados pelas descargas das águas residuárias e do conhecimento dos efeitos adversos causados pelo lançamento dos poluentes encontrados em águas residuárias.

Desde 1980 nos EUA, segundo METCALF e EDDY (1991), devido ao desenvolvimento do conhecimento científico e à expansão de informações básicas sobre os efeitos adversos causados pelo despejo das águas residuárias, relatados como tóxicos e potencialmente tóxicos lançados ao meio ambiente, o tratamento destas águas foi direcionado aos temas de saúde. Os objetivos do tratamento destas águas na década de 1970 continuaram, porém, a ênfase tem sido para a remoção de compostos tóxicos e elementos traços, que causam efeitos adversos à saúde, a longo prazo.

3.2 PROCESSOS DE TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

Segundo LEME (1984), o tratamento de esgotos sanitários, que objetivam a remoção de material orgânico, inorgânico e microrganismos patogênicos

que se encontram dissolvidos e em suspensão na água, utiliza processos de remoção físicos, químicos e biológicos.

Os processos físicos empregados são:

a) Gradeamento, remoção de sólidos relativamente grosseiros em suspensão ou flutuação, retidos por meio de grades ou telas (CARVALHO, 1981);

b) Mistura, é a operação que visa conduzir os constituintes a um estado de uniformidade desejado e é assegurada nas câmaras de mistura rápida a fim de se conseguir uma coagulação homogênea (CARVALHO, 1981);

c) Floculação, aglomeração de material coloidal e em suspensão, após coagulação por agitação leve, por meios mecânicos, químicos ou hidráulicos, no tratamento de água de abastecimento ou residuária. No tratamento biológico da água residuária, onde a coagulação não é usada, a aglomeração pode realizar-se biologicamente (CARVALHO, 1981);

d) Sedimentação, processo de deposição, pela ação da gravidade, de material suspenso, levado pela água, água residuária ou outros líquidos. É obtida, normalmente, pela redução da velocidade do líquido abaixo do ponto, a partir do qual, pode transportar o material suspenso. Também chamada decantação ou clarificação (CARVALHO, 1981);

e) Flotação, consiste na separação de sólidos de baixo peso específico, por meio de um aumento do empuxo que eles sofrem, conseguido através da introdução

de ar em forma de bolhas que a eles se fixam, produzindo no conjunto, um aumento de volume adequado para sua ascensão (LEME, 1984);

f) Filtração a vácuo, consiste na redução da água contida no lodo dos esgotos, com o objetivo de aumentar a proporção de sólidos nele existentes na faixa de 5 a 10%, para aproximadamente 30%, conseguindo-se uma massa úmida mais enriquecida e mais fácil de ser manipulada (LEME, 1984);

g) Secagem do lodo, processo de remoção de larga porcentagem de umidade do lodo por drenagem ou evaporação, ou por qualquer outro método (BATALHA, 1987).

Os processos químicos empregados são:

a) Precipitação química, consiste na adição de produtos químicos aos esgotos para melhorar a eficiência do tratamento, através da remoção de componentes específicos contidos nos esgotos por sedimentação (LEME, 1984);

b) Transferência de gases, consiste na adição de ar ou remoção de gases dos esgotos, com o objetivo de melhorar a eficiência dos processos aeróbios (LEME, 1984);

c) Adsorção, processo físico ou químico, no qual as moléculas de gases ou líquidos aderem ou reagem sobre uma camada extremamente fina da superfície de corpos sólidos porosos (CARVALHO, 1981);

d) Desinfecção, consiste no extermínio de microrganismos em muitos casos patogênicos, por processos químicos ou físicos. A cloração é o método de

desinfecção mais empregado nos processos de tratamento de despejos (LEME, 1984);

e) Combustão, consiste na incineração do lodo dos esgotos, a fim de se promover uma redução de peso e volume, produzindo um resíduo inerte e sem odor.

Os processos biológicos, embora coagulem ou removam sólidos coloidais, não sedimentáveis, têm como objetivo principal a decomposição de materiais orgânicos através do metabolismo celular dos microrganismos.

Estes processos, que são os mais importantes no tratamento dos esgotos sanitários e dos despejos industriais biodegradáveis, baseiam-se na biodegradação pela ação dos microrganismos para promover a sua estabilização.

Os sistemas de depuração podem ser classificados de acordo com sua eficiência ou grau de tratamento em: tratamento primário, tratamento secundário e terciário, conforme CAMPOS (1990), ilustrada na Figura 3.1.

O tratamento primário consiste na remoção de materiais sólidos grosseiros flutuantes e sedimentáveis.

O tratamento secundário, é direcionado à degradação biológica de compostos carbonáceos. Quando é feita essa degradação, naturalmente ocorre a

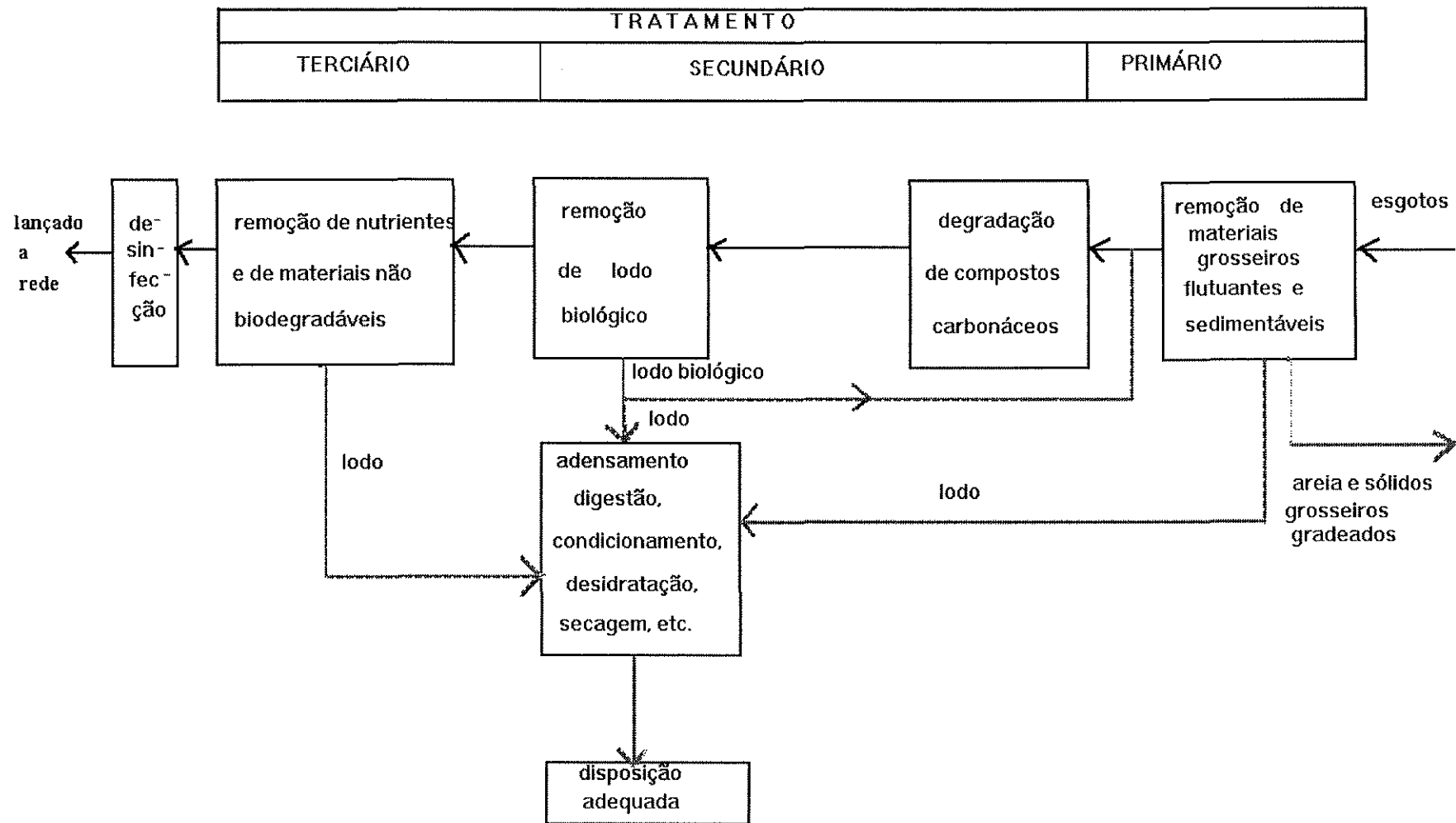


Figura 3.1 - Conceito de sistema de tratamento de esgotos

Fonte: adaptado de CAMPOS (1990)

decomposição de carboidratos, óleos e graxas, proteínas, a compostos mais simples e a gases, tais como: CO_2 , H_2O , NH_3 , CH_4 , H_2S , H_2 , etc. dependendo do tipo do processo predominante.

As bactérias que efetuam o tratamento secundário, por outro lado, reproduzem-se e têm a sua massa total aumentada em função da quantidade de matéria degradada.

No caso de esgotos sanitários, segundo CAMPOS (1990) o tratamento terciário é direcionado, principalmente, à redução das concentrações de fósforo e nitrogênio, e é geralmente fundamentado em processos biológicos que se realizam em duas fases subseqüentes denominadas nitrificação e desnitrificação deste último. O tratamento também produz lodo, que deve ser adensado, digerido, secado e disposto convenientemente e ainda se faz necessária a previsão de instalações para a desinfecção, que geralmente é efetuada através do uso do ozônio e, mais recentemente, o uso da luz ultravioleta.

Segundo BRANCO et alli. (1991) o tratamento secundário, tanto biológico quanto físico-químico, é usado para a remoção da DBO solúvel. Em ambos os casos são gerados lodos, necessitando-se de uma fase final de separação sólido-líquido. O tratamento terciário é empregado para a remoção de nutrientes, patógenos e para um polimento final dos sólidos em suspensão.

De acordo com METCALF e EDDY (1991) os termos “tratamento preliminar” e “tratamento primário” referem-se às unidades físicas de operação; “tratamento secundário” refere-se às unidades químicas e biológicas do processo; e “tratamento terciário” ou “tratamento avançado” refere-se à combinação das três

unidades de tratamento. Estes termos são arbitrários e, em muitos casos, de pouco valor. Uma aproximação mais racional seria estabelecer um nível de remoção dos contaminantes antes da água residuária ser reutilizada ou lançada ao meio. A necessidade das unidades de operação ou processos pode ser agrupada de acordo com as condições básicas fundamentais:

Tratamento preliminar - Remove os constituintes da água residuária que podem causar problemas de manutenção ou operação;

Tratamento primário - Neste tratamento, uma porção dos sólidos suspensos e matéria orgânica particulada é removida. O efluente do tratamento primário contém, ainda, uma concentração de matéria orgânica considerável e, portanto, alta DBO;

Tratamento secundário convencional - É direcionado principalmente para a remoção de orgânicos biodegradáveis e sólidos suspensos. O tratamento secundário convencional é definido como a combinação de processos costumeiramente usados para a remoção destes constituintes e inclui tratamento biológico por lodo ativado, reatores de filme fixo ou sistemas de lagoas de estabilização. A desinfecção também está inclusa.

O tratamento avançado de águas residuárias - É um termo de muitas definições. Em muitos casos, o processo de remoção de nutrientes é unido com o tratamento secundário; por exemplo, desnitrificação biológica ou sais de metais podem ser adicionados ao tanque de aeração, para a precipitação de fósforo no tanque final de sedimentação.

Neste contexto, o tratamento avançado é definido como o nível necessário de tratamento, além do tratamento secundário convencional, para remover nutrientes, compostos tóxicos e quantidades remanescentes de material orgânico e substâncias suspensas e dissolvidas, ou uma série de íons inorgânicos, tais como cálcio, potássio, sulfato, nitrato e fosfato.

Segundo BRANCO (1978) existem dois caminhos para a oxidação biológica: o aeróbio, onde as bactérias respiram oxigênio do ar e anaeróbio, onde as bactérias se utilizam de outros tipos de receptores de hidrogênio. Mas, em ambos os casos, as bactérias desempenham papel preponderante, como agentes intermediários da reação.

No processo de autodepuração dos cursos d'água existem ambas as formas de oxidação, a primeira predominantemente nas águas junto da superfície, por onde se dá a entrada do ar atmosférico, e a anaeróbia no fundo, especialmente nos depósitos de lodo orgânico ou em toda a massa d'água, quando a carga de poluição é suficientemente grande para consumir todo o oxigênio dissolvido contido nela.

Normalmente, o esgoto é separado em duas partes: uma sedimentável, que constitui o lodo de esgoto que é tratado anaerobiamente em digestores; outra líquida, contendo matéria orgânica solúvel (dissolvida) e partículas de sedimentação mais lenta (suspensão), a qual é tratada aerobiamente.

3.3 TRATAMENTO BIOLÓGICO

O tratamento biológico de águas residuárias, segundo METCALF e EDDY (1991), visa coagular e remover os sólidos coloidais não sedimentáveis estabilizando a matéria orgânica e, em muitos casos, remover os nutrientes, tais como fósforo e nitrogênio. A remoção de elementos presentes em compostos orgânicos, que podem ser tóxicos, também é um ponto importante do tratamento biológico.

O objetivo do tratamento de águas residuárias está relacionado com a procedência e local de lançamento destas, isto é, se for proveniente de agricultura, o enfoque principal é a remoção de nutrientes, se proveniente de indústrias, é importante a remoção ou redução de compostos orgânicos e inorgânicos.

A coagulação de sólidos coloidais e a estabilização da matéria orgânica são realizados biologicamente por microrganismos, principalmente bactérias. Os microrganismos convertem a matéria orgânica carbonácea dissolvida e coloidal em vários gases e tecido celular. Como o tecido celular tem um peso específico ligeiramente maior do que o da água, este pode ser removido do líquido tratado através da sedimentação.

3.3.1 Necessidade de nutrientes

Segundo PELCZAR (1980), o cultivo dos microrganismos, em condições laboratoriais, é um pré-requisito para o seu estudo adequado. Para que isto

possa ser realizado, é necessário o conhecimento de suas exigências nutritivas e das condições físicas requeridas. Do mesmo modo, as bactérias exibem amplas variações no que se refere ao ambiente físico que favorece seu crescimento.

De acordo com METCALF e EDDY (1991), as fontes mais comuns de carbono são a matéria orgânica e o dióxido de carbono. Os organismos que usam carbono orgânico para a formação do tecido celular são chamados heterotróficos. Os organismos que absorvem carbono celular do dióxido de carbono são chamados autotróficos.

Os organismos autotróficos gastam mais energia para a síntese de seus tecidos celulares do que os heterotróficos, resultando, em geral, numa velocidade de crescimento maior. Nos autotróficos, a energia necessária para sintetizar células pode ser abastecida por luz (fototróficos) ou por reações de oxidação química (quimiotróficos).

Tabela 3.1- Classificação geral de microrganismos por fonte de energia e carbono

CLASSIFICAÇÃO	FONTE DE ENERGIA	FONTE DE CARBONO
Autotrófica:		
-fotoautotrófica	-luz	-CO ₂
-quimioautotrófica	-reações inorgânicas de oxido-redução	-CO ₂
Heterotrófica:		
-quimioheterotrófica	-reações orgânicas de oxido-redução	-carbono orgânico
-fotoheterotrófico	-luz	-carbono orgânico

FONTE: adaptada de METCALF e EDDY (1991)

Os organismos fototróficos e quimiotróficos podem ser também quimioheterotrófico (bactérias, fungos e protozoários) ou quimioautotróficos (bactérias nitrificantes).

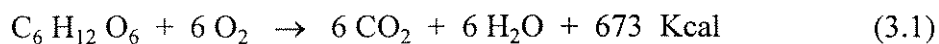
3.3.2 Nutrição dos organismos heterotróficos

Segundo BRANCO (1978) alguns organismos heterotróficos se satisfazem apenas com glicose e substâncias nitrogenadas muito simples, enquanto outros exigem vários aminoácidos, gorduras, açúcares, etc. Os primeiros possuem uma capacidade de síntese relativamente grande, sendo capazes de transformar a glicose em substâncias nitrogenadas, de baixa estrutura, em compostos altamente complexos.

A realização da oxidação da matéria orgânica do esgoto conforme BRANCO (1986), depende da presença de microrganismos em grande quantidade, os quais devem reproduzir-se, sintetizando novos organismos às custas do material retirado do meio, através do processo de nutrição.

3.3.3 Respiração dos organismos aeróbios

A transformação de material em energia ocorre através de uma reação, que é oposta à de fotossíntese e pode ser expressa como:



A obtenção de glicose é realizada por um dos 3 processos de nutrição: fotossíntese, quimiossíntese ou nutrição heterotrófica.

No processo de fotossíntese e quimiossíntese, a glicose é sintetizada a partir de elementos minerais, como o gás carbônico do ar e da água, enquanto que no caso dos organismos heterotróficos há necessidade de existência de substâncias orgânicas no meio que serão transformadas, através do processo digestivo, em glicose, para ser distribuída às células ou a todas as partes do corpo onde se realiza a oxidação respiratória.

Segundo BRANCO (1978), nos animais dotados de grande atividade, a maior parte do material ingerido é transformado em glicose através do processo de digestão. A glicose é oxidada pelo oxigênio do ar (ou dissolvido na água), segundo a reação (eq. 3.1), resultando 673 Kcal por molécula-grama de glicose consumida. Essas calorias constituem a energia necessária à grande atividade muscular que caracteriza tais animais.

3.3.4 Nitrificação-desnitrificação

Segundo METCALF e EDDY (1977), a nitrificação-desnitrificação é um processo biológico utilizado principalmente para a remoção do nitrogênio em suas distintas formas químicas. A desnitrificação biológica tem sido mostrada como o método mais seguro e de custo moderado para remover o nitrogênio em águas

residuárias. A remoção de nitrogênio com este processo se realiza em uma ou duas fases, dependendo da natureza da água residuária. Se ela contém nitrogênio amoniacal serão necessárias duas fases. Na primeira delas o íon amônio é convertido por via aeróbia para a forma de nitrato (NO_3^-), chamada nitrificação. Em uma segunda fase, os nitratos são convertidos por via anaeróbia a gás nitrogênio, denominada, fase de desnitrificação. Se o nitrogênio da água residuária se encontra na forma de nitrato será necessária somente a fase de desnitrificação.

De acordo com OGERA (1995), a nitrificação ocorrida no esgoto sanitário em um reator tipo batelada, pelo sistema de lodos ativados, em escala de laboratório, foi acima de 50% e a remoção de nitrogênio total em torno de 38%. O tempo de detenção celular mostrou-se de maior importância para a nitrificação, que a concentração de sólidos suspensos no reator.

3.3.5 Crescimento biológico

Segundo METCALF e EDDY (1991) o controle efetivo da poluição ambiental pelo tratamento biológico é baseado nos princípios básicos que controlam o crescimento dos microrganismos:

a) padrões de crescimento geral nas culturas puras

Bactérias podem reproduzir-se por divisão binária, de modo sexual ou por brotamento. Geralmente, elas se reproduzem por divisão binária (isto é,

por divisão, a célula original dá origem a 2 novas células). O tempo gasto para cada divisão, que é chamado tempo de geração, pode variar de dias à menos de 20 minutos.

b) crescimento em termos de números de células

A taxa de variação do número de bactérias em cultura por batelada pode ser observada na Figura 3.2. Inicialmente, um número pequeno de organismos são inseridos em um volume não variável de meio de cultura, e o número de organismos viáveis são registrados em função do tempo. A variação do número de células dá-se por 4 fases distintas:

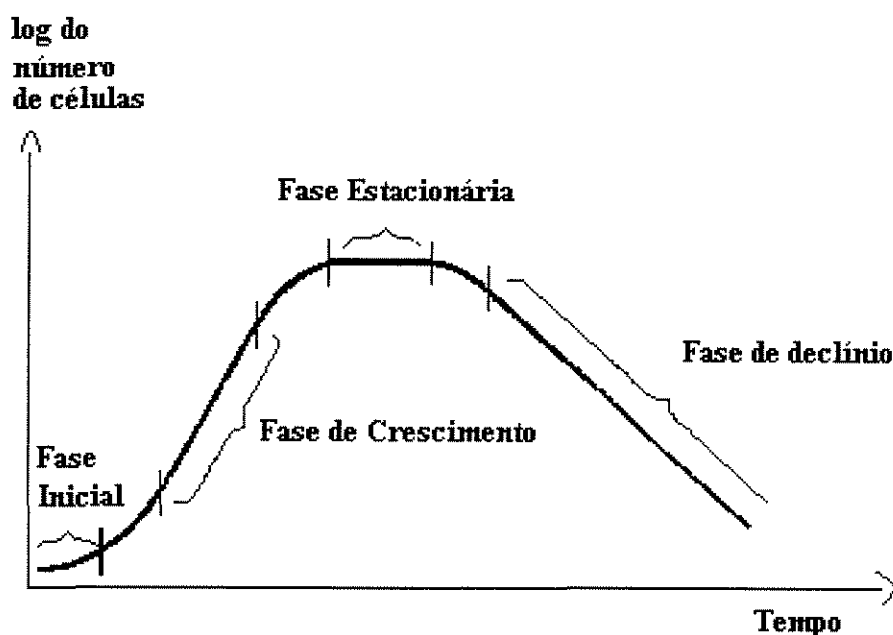


Figura. 3.2 - Crescimento padrão de bactérias

Fonte: adaptado de METCALF e EDDY (1991)

- **Fase Inicial** - Na presença do inóculo no meio de cultura, a fase inicial representa o tempo necessário para os organismos se adaptarem às novas condições ambientais e começarem a se dividir.

- **Fase de Crescimento** - Durante esse período, as células se dividem a uma porcentagem determinada pelos seus tempos de geração e suas habilidades para preservar alimento (taxa de crescimento percentual constante).

- **Fase Estacionária** - Nesta fase, a população permanece estacionária, devido a escassez de substratos ou nutrientes, a geração de novas células é compensada pela morte de células velhas.

- **Fase de Declínio** - Durante esta fase, a taxa de decrescimento das bactérias ultrapassa a de produção de novas células. A taxa de decrescimento é função das populações viáveis e das características ambientais. Em alguns casos, a fase de declínio dá-se de maneira semelhante à fase de crescimento.

3.4 SISTEMA DE LODOS ATIVADOS

O sistema de lodos ativados, segundo NEMEROW (1963), mostrou-se bastante eficiente no tratamento de esgoto doméstico. Neste processo é gerado uma massa biologicamente ativa, capaz de adsorver a matéria orgânica do afluente e convertê-la, por um sistema de oxidação-enzimática, em produtos simples, tais como, CO_2 , H_2 , H_2O , NO_3^- e SO_4^{2-} entre outros.

O lodo biológico, desenvolvido naturalmente em águas residuárias orgânicas aeradas que contenham uma porção considerável de matéria coloidal e em suspensão, proporciona alta eficiência de remoção de sólidos orgânicos dissolvidos, gerando alta concentração de flocos biológicos, que são necessários para fornecer uma ampla superfície de contato entre ambos, acelerando as atividades biológicas.

Segundo VAZOLLER (1989), um dos processos mais utilizados de tratamento biológico é o de lodos ativados. Segundo o mesmo, trata-se de um processo biológico contínuo com recirculação de biomassa, que constitui-se num inóculo permanente e adaptado ao substrato afluente ao reator.

Segundo JORDÃO e PESSOA (1975), lodos ativados são flocos produzidos pela decomposição de esgoto bruto ou sedimentado através de bactérias zoogleas ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido e acumulado em concentração suficiente, graças ao retorno artificial ou preservação de flocos previamente formados.

De acordo com MOTA (1988), O floco produzido no esgoto pelo desenvolvimento de bactérias “zooglea” ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido, é definido como lodo ativado.

Segundo CAMPOS (1990), o processo de tratamento biológico por lodos ativados consiste na depuração biológica, isto é, estabilização dos compostos orgânicos através da atividade dos microrganismos aeróbios ou anaeróbios. Além das bactérias, responsáveis por essa estabilização, atuam outros organismos tais como: protozoários, fungos, algas e vermes.

O sistema de lodos ativados pode ser empregado segundo uma série de variações, no que diz respeito ao tipo de processo de oxidação biológica, isto é, quanto à concepção das unidades que o compõem, recebendo nomes técnicos distintos, porém, baseando-se na recirculação de sólidos biológicos e na manutenção de maior quantidade possível de microrganismos em suspensão no reator biológico.

3.4.1 Tipos de sistemas de lodos ativados

A seguir serão descritos brevemente e esquematizados os tipos de sistemas de lodos ativados utilizando reatores com mistura completa, reatores de aeração sem recirculação de lodo (lagoas aeradas), reatores tipo tubular “PLUG FLOW” e reatores biológicos utilizando o sistema lodos ativados por batelada.

3.4.1.1 *Reatores de mistura completa*

Segundo METCALF e EDDY (1991) nos reatores de mistura completa, a água residuária pré-decantada e o lodo ativado recirculado são introduzidos por um único ou por vários pontos no tanque de aeração conforme pode ser visualizado na Figura 3.3. A carga orgânica no tanque de aeração e a demanda de oxigênio são uniformes por todo o volume do tanque. O sistema de lodos ativados de mistura completa costumeiramente, é projetado com tempo de detenção hidráulica de 1,5 a 12 horas, e profundidade do reator de 2 a 8 metros.

Nos reatores completamente misturados, conforme HORAN (1990), o esgoto decantado e o retorno do lodo são homogeneamente distribuídos por todo o volume do tanque de aeração, de tal modo que a amostra, tomada de qualquer ponto do reator, possa fornecer valores idênticos de SSTA, DBO e concentração de oxigênio dissolvido.

De acordo com HORAN (1990), a vantagem do sistema com mistura completa é que a ampla diluição do esgoto afluyente ao reator, fornecida pela aeração do tanque, proporciona uma “solução tampão” (um fator de diluição) contra algumas substâncias tóxicas, as quais podem estar presentes, pontualmente, no esgoto afluyente. Além disso, ocorre uma distribuição uniforme de carga orgânica pelo reator, o que permite o dimensionamento dos aeradores pela demanda de oxigênio média.

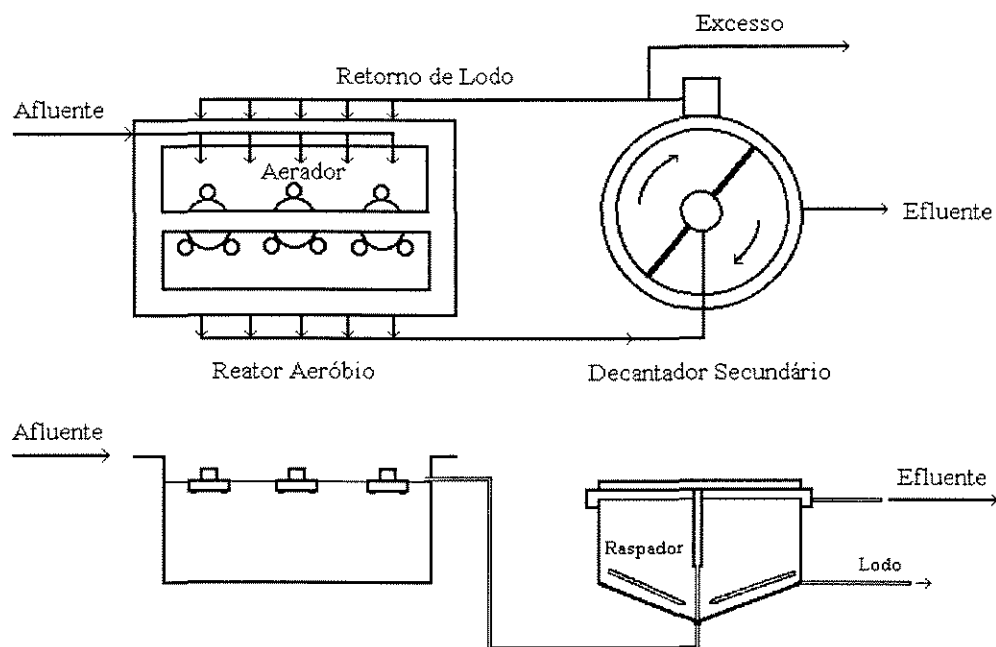


Figura 3.3 - Sistema de lodos ativados com mistura completa.

Fonte: Adaptado de CAMPOS (1990)

Alguns fatores negativos, segundo HORAN (1990), podem ser destacados, tais como, o sistema com mistura completa sofre curtos-circuitos, onde uma fração do esgoto afluyente acaba saindo sem receber tratamento por tempo adequado, problemas de sedimentação do lodos ativados são comuns e baixos valores de concentração de sólidos suspensos podem ocorrer, o que pode prejudicar a eficiência global do sistema.

3.4.1.2 *Reatores de aeração sem recirculação de lodo (LAGOAS AERADAS)*

Segundo CAMPOS (1990) quando não se dispõe de área suficiente para se instalar um sistema de lagoas de estabilização, pode-se utilizar um sistema

constituído por lagoa aerada, seguida por lagoa de sedimentação de lodo, conforme ilustra a Figura 3.4.

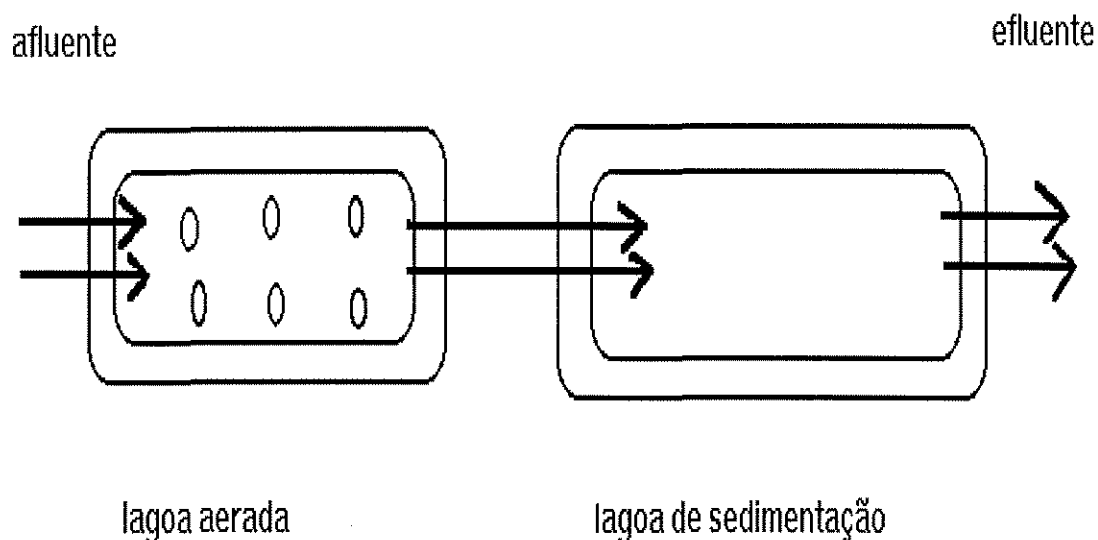


Figura 3.4 - Esquema de sistema constituído por lagoa aerada seguida por lagoa de sedimentação de lodo.

Fonte: adaptado de CAMPOS (1990)

Há a necessidade de efetuar a aeração na primeira lagoa, empregando-se aeradores superficiais ou difusores instalados no fundo da unidade. Esse sistema exige manutenção relativamente simples. Em geral, as lagoas aeradas possuem tempos de detenção hidráulica variáveis entre 24 a 100 horas e profundidades variando de 2 a 4 metros, enquanto a lagoas de sedimentação possuem profundidades de 3 a 5 metros e as necessidades de remoção de lodo ocorrem de 2 a 4 anos.

A lagoa aerada segundo CAMPOS (1990), quando precedida de um decantador primário, pode ser dimensionada para tempo de detenção menor, porém, quando provida somente de grade e caixa de areia, empregam-se tempos de detenção hidráulica superiores a 2 ou 3 dias.

Em decorrência da aeração e assimilação da matéria orgânica presente, ocorre a produção de lodo biológico que deve ser removido antes do lançamento dos efluentes ao corpo receptor. Por esse motivo emprega-se uma segunda lagoa que tem por objetivo a retenção e a digestão parcial desse resíduo.

3.4.1.3 *Reatores tipo tubular “PLUG-FLOW” com recirculação de lodo*

Segundo CAMPOS (1990), nesses tipos de reatores, não existem problemas de curto-circuito e as reações de degradação de matéria orgânica provocam a diminuição de sua concentração ao longo do comprimento do reator. As águas residuárias pré-decantadas e o lodo recirculado entram no tanque de aeração e são misturados por difusão ou agitação mecânica, Sendo a aplicação de ar, geralmente uniforme, por toda extensão do tanque.

Ao contrário dos reatores de mistura completa, a concentração de substrato, oxigênio e sólidos biológicos não são constantes em todo o volume do reator, havendo melhor possibilidade de floculação das massas de sólidos biológicos que deverão ser separados em um tanque de sedimentação secundário, conforme ilustra a Figura 3.5. Os reatores tipo tubular possuem tempo de detenção de 1,5 a 12 horas e profundidade de 2 a 8 metros.

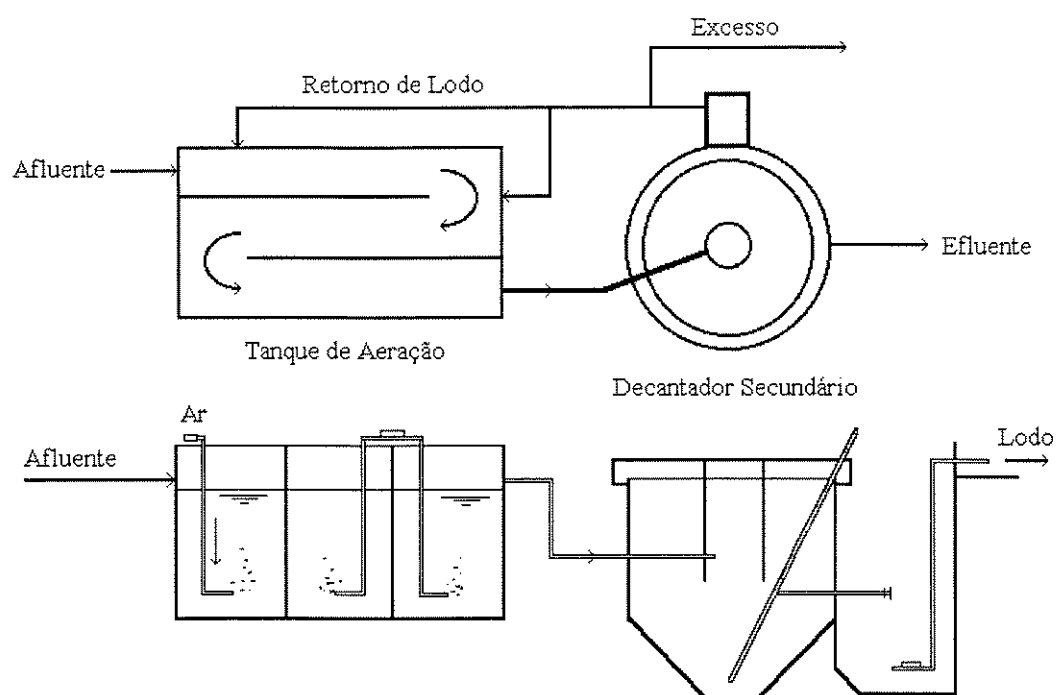


Figura 3.5 - Sistema de lodos ativados convencional

Fonte: Adaptado de CAMPOS (1990)

3.4.1.4 Lodos ativados por batelada

Segundo ARORA, BARTH e UMPHRES (1985) o LAB é um sistema de lodos ativados onde, nos reatores, alternam-se operações de enchimento e descarte. Cada tanque, dentro desse sistema é preenchido com esgoto durante um certo período de tempo, e então, feita a introdução de oxigênio para permitir as reações de biodegradação aeróbia, período, durante o qual, há total paralização de fluxo de entrada ou saída do reator.

Após o tratamento é realizada a fase de sedimentação por um tempo pré-determinado e, a seguir, o sobrenadante clarificado é descartado do tanque.

Segundo DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993) existe uma variante deste processo empregado na Austrália que, apesar de operar no princípio conceitual de funcionamento do LAB, não interrompe a vazão durante as várias operações de tratamento, sendo denominada ICEAS, ou seja LAB com fluxo contínuo, mesmo nas etapas de sedimentação e de descarte do efluente”.

Segundo os mesmos autores, esta modalidade é extremamente simples de operar e de automatizar, sem perda da eficiência.

Ainda segundo DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993) a falta de parâmetros de projeto confiáveis é o maior obstáculo para que a tecnologia do LAB ultrapasse o estágio de pesquisa, buscando uma aplicação mais prática e ampla.

No sistema LAB, segundo ARORA, BARTH e UMPHRES (1995), realiza-se o enchimento, reação, a sedimentação dos sólidos e a retirada do sobrenadante em um mesmo tanque de aeração. Desta forma, esse tipo de sistema não necessita de clarificadores secundários e muito menos, de bombas para o retorno de lodo ativado.

Um ciclo completo, típico dos sistemas LAB, é dividido em 5 períodos: enchimento, reação, sedimentação, descartes e repouso. O período de repouso é necessário nos sistemas de tanques múltiplos, quando há probabilidade de variação da vazão afluyente ao sistema inclusive com a interrupção dos mesmos, ou períodos onde esta vazão seja muito inferior à média.

Na Figura 3.6 podem ser observados 3 reatores (I, II e III) e as etapas operacionais envolvidas em cada ciclo.

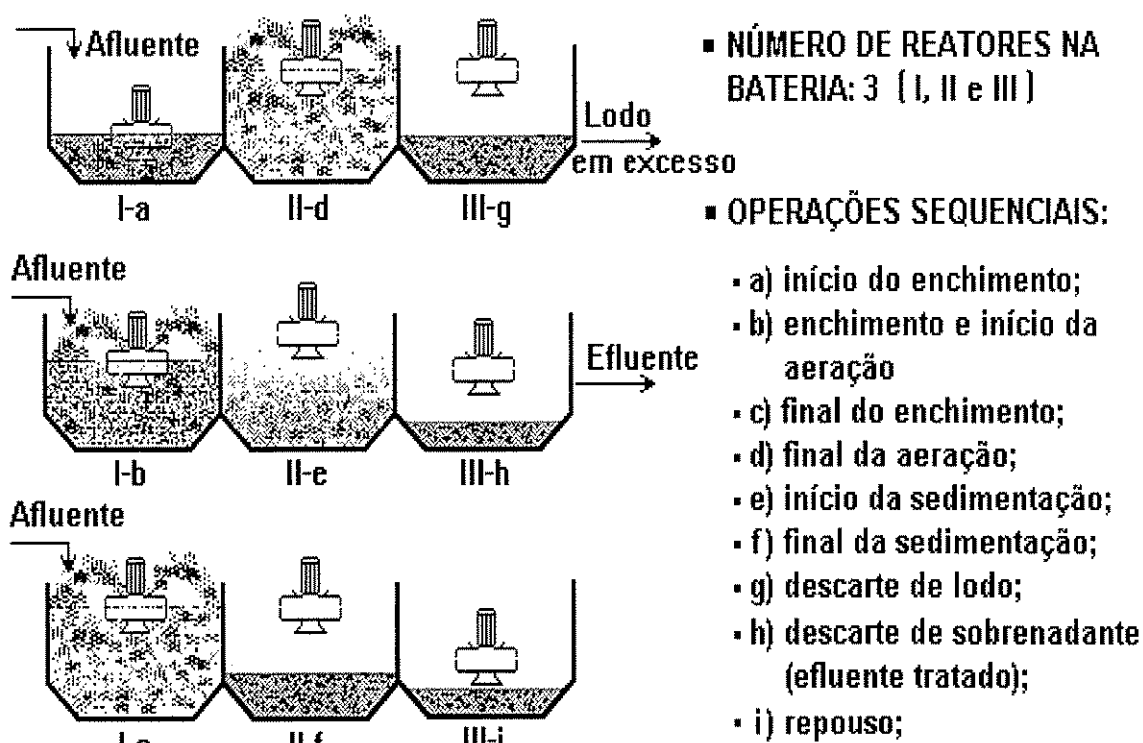


Figura 3.6 - Operações seqüenciais de uma bateria contendo 3 reatores.

Destacam-se algumas vantagens dos sistema de lodos ativados por batelada sobre os de fluxo contínuo, segundo alguns autores, conforme relacionado abaixo:

a) ARORA, BARTH e UMPHRES (1985)

- Durante o enchimento, o volume do tanque de aeração passa a funcionar como um tanque de equalização e, portanto, poderá tolerar picos de vazão e de carga orgânica afluente, sem prejuízos à qualidade do efluente

produzido. Na realidade, vários sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo para pequenas comunidades, cujas eficiências eram muito irregulares, passaram a apresentar grandes melhoras quando convertidos a reatores tipo intermitentes;

-O equipamento de aeração poderá ser dimensionado para as características qualitativas médias do afluente;

-A descarga do sobrenadante é esporádica e, portanto, existe a possibilidade de só liberá-la após a obtenção da eficiência desejada;

-Durante a fase de início de operação das instalações, quando a vazão ainda não atingiu o valor de projeto, os tanques poderão ser operados com volumes parciais, o que, dependendo do equipamento de aeração empregado, poderá, implicar em menor consumo de energia. Outra possibilidade seria a construção dos tanques em etapas, configuradas pelo crescimento real da vazão afluente em função do aumento da demanda. Esta flexibilidade é muito superior à dos sistemas de fluxo contínuo;

-Não existe a possibilidade de perda parcial dos sólidos suspensos voláteis ativados, provocado por picos de vazão que podem manifestar-se em decantadores secundários de sistemas de fluxo contínuo;

- Não há necessidade de tanques de sedimentação secundários e, tampouco, do sistema de recalque para recirculação do lodo ao tanque de aeração;
- A separação da fase líquida da sólida é feita em condições próximas das ideais, com o líquido em repouso;
- O crescimento de organismos filamentosos poderá ser controlado variando-se a estratégia de aeração durante a fase de enchimento, estabelecendo-se níveis de OD próximos de zero;
- É possível criar-se estratégias de operação, alternando-se os níveis de OD e tempos de aeração de forma a promover-se a remoção de fósforo, nitrificação e desnitrificação.

b) HOEPKER e SCHROEDER (1979)

- Recomendam o uso do sistema de lodos ativados por batelada quando houver grandes variações de vazão de afluente ou interrupções na geração desta ou ainda, grandes variações de carga orgânica. O emprego deste sistema é vantajoso pois o efluente pode ser retido no tanque de aeração até o processo de conversão estar completado.

c) ARDERN e LOCKETT (1919) citado por IRVINE, MILLER e BRARAH (1979),

-Arden e Lockett foram os primeiros a discutir noções fundamentais, sobre processos de lodos ativados e a demonstrar o benefício da preservação dessas massas microbiológicas adaptadas ao substrato afluente, para a eficiência do tratamento. Neste artigo Irvine estudou o tratamento de esgotos em áreas rurais utilizando uma seqüência de reatores por batelada, concluindo que um tanque simples de sistema por batelada pode ser usado para o tratamento de esgotos gerados por pequenas comunidades rurais e estabelecimentos industriais. Com projetos pouco sofisticados, estes sistemas por batelada podem:

- limitar o crescimento de algas, fator comum em sistemas que empregam lagoa;
- Fornecer excelente remoção de carga orgânica em termos de DBO_5 e sólidos suspensos;
- Permitir eficiente processo de nitrificação.

d) IRVINE (1985) citado por ARORA, BARTH e UMPHRES (1985)

-Observou que os microrganismos presentes em reatores LAB contém ácido ribonucléico (RNA) 3 a 4 vezes maior do que o detectado em sistemas convencionais de fluxo contínuo. Sendo a taxa de crescimento de microrganismos dependente do RNA contido em suas células, conclui

que uma cultura desenvolvida em reatores LAB é capaz de processar grande quantidade de substrato, em taxas maiores do que é possível num sistema convencional de fluxo contínuo.

e) KAMIYAMA e TSUTIYA (1992) citado por DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993)

-demonstraram que o LAB pode ser mais econômico que o lodo ativado convencional, também para estações de grande porte. A principal vantagem está na flexibilidade operacional que permite uma considerável economia de recursos na implantação e consumo de energia. Foram pesquisadas vazões de projeto até 100.000 m³/dia, ocorrendo, para esse porte, uma economia de cerca de 17%, utilizando o LAB.

Alguns autores destacaram algumas desvantagens do sistema de lodos ativados por batelada sobre os sistemas de fluxo contínuo, relacionados abaixo:

a) CHAMBERS (1993)

-cita que não é praticável operar o processo de lodos ativados por batelada sem um sistema de controle de suas operações automatizado. Acrescenta, ainda que tais controles devem:

-ser seguros;

- ser simples;
- ser de fácil compreensão pelos operadores da estação.

b) BRANCO (1991)

- Alerta que haverá alto consumo de energia, durante toda a vida útil do sistema, quando comparado com o uso de lagoas de estabilização, onde não há dispendios de energia. Destaca a inexistência de equacionamento para projeto e a falta de desenvolvimento seguro sobre a tecnologia como fatores que mais afastam os projetistas deste sistema de tratamento biológico de efluentes líquidos.

c) DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993)

- Confirmam que as principais desvantagens consistem na necessidade do uso de tanques múltiplos e de grande número de controladores de operações para sistemas de grande porte, necessidade de alta introdução de energia para a aeração e mistura, além, também, da inexistência de modelos teóricos para projeto.

d) CETESB (1991)

- a vazão de saída de qualquer sistema de tratamento de efluentes líquidos não pode ser superior a 1,5 vazão média afluente ao sistema.

Tal imposição pode ser prejudicial ao LAB, uma vez que o descarte do esgoto tratado é realizado em etapa única. A solução do problema poderia ser a adoção de um período de descartes mais prolongado, o que tornaria maior o período total de um ciclo, ou ainda, a utilização de um tanque de equalização da vazão de saída, o que elevaria os custos de implantação do sistema.

3.5 PARÂMETROS DE OPERAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS POR BATELADA

A seguir serão enfocados os principais parâmetros de operação e dimensionamento de sistemas de lodos ativados por batelada.

3.5.1 Parâmetros de controle operacional do processo

a) concentração de carbono

Segundo IRVINE e BUSCH (1979), cada tanque no sistema LAB pode ser operado como um reator “plug-flow” de fluxo contínuo ou de mistura completa, conforme a operação programada. O grau de acúmulo de substrato solúvel no líquido, durante o enchimento e o período de reação, determinam o quanto um

sistema LAB simularia um reator tipo plug-flow ideal. Por outro lado, um sistema LAB com um período de enchimento prolongado, com pequena acumulação de substrato solúvel homogenizado no líquido, assemelharia-se a um sistema de fluxo contínuo de mistura completa.

O LAB pode promover uma equalização interna, absorvendo variações de carga orgânica e hidráulica, podendo os reatores serem parcialmente cheios ou descarregados em diferentes níveis operacionais. Essa flexibilidade do sistema, no entanto, não está somente associada à possibilidade de variação operacional de seus reatores, mas também na forma de introdução de oxigênio. Para atender às características do afluente, várias estratégias de controle podem ser implantadas ajustando-se o suprimento de oxigênio para mais ou para menos do que é necessário para as reações biológicas. O suprimento de oxigênio influencia diretamente na concentração de carbono orgânico solúvel durante os períodos de enchimento e reação. Nas Figuras 3.7 e 3.8 são mostrados três perfis para a remoção do carbono orgânico solúvel, durante os períodos de enchimento, mantendo-se o excesso de introdução de oxigênio durante o período de reação.

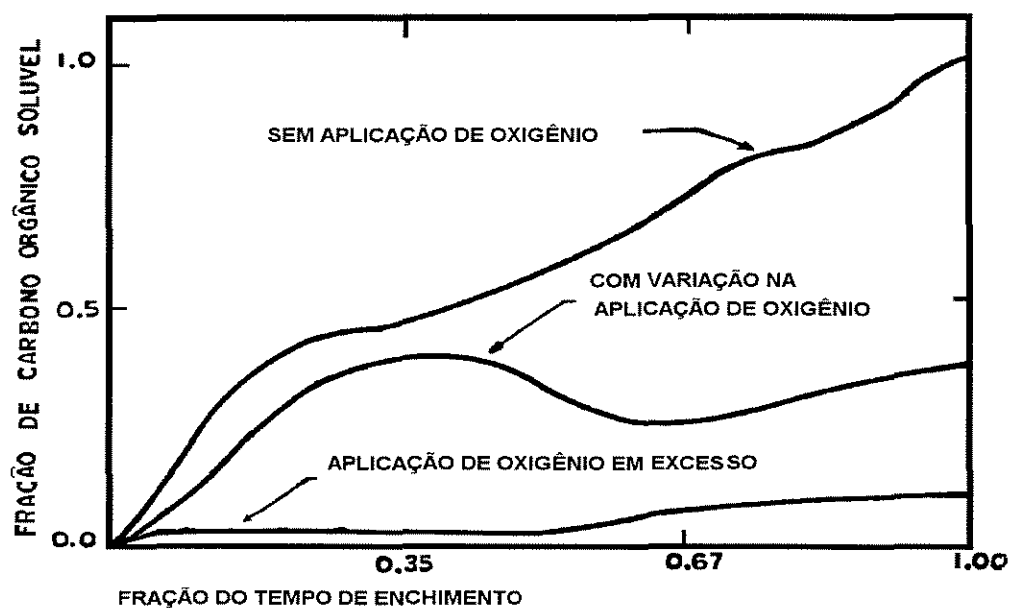


Figura 3.7 - Comportamento da concentração de carbono durante o período de enchimento variando-se a aplicação de oxigênio.

Fonte: Adaptado de IRVINE e BUSCH (1979)

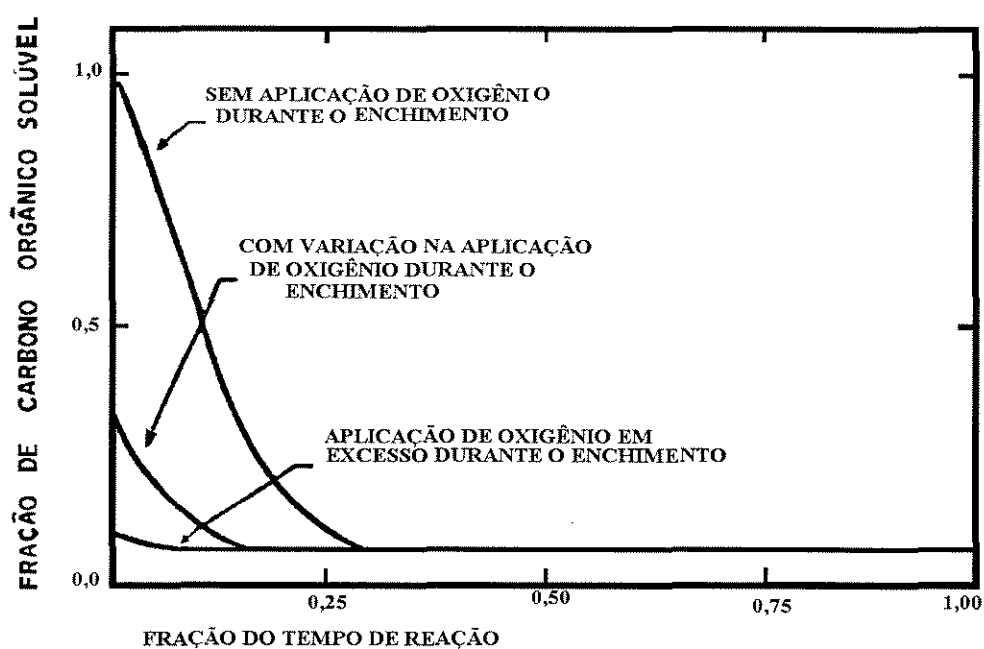


Figura 3.8 - Comportamento da concentração de carbono durante o período de reação

Fonte: Adaptado de IRVINE e BUSCH (1979)

Como resultado destacável da análise das Figuras 3.7 e 3.8 pode-se dizer que o período de reação depende do período de enchimento e da aplicação ou não de oxigênio durante esta fase.

b) índice volumétrico de lodo (IVL)

O índice volumétrico de lodo - IVL - ou índice de Mohlman, foi desenvolvido originalmente, segundo VESILIND (1974) citado por SANTOS (1984), para auxiliar o operador de estações de tratamento, no que diz respeito ao monitoramento das características de sedimentabilidade dos lodos ativados gerados no processo.

Este índice é definido como o volume, em mililitro, ocupado por um grama de sólidos em suspensão, em peso seco, após 30 minutos de sedimentação, em cilindro graduado, do líquido aerado coletado à saída do tanque de aeração. Sua unidade é mL/mg, ou mL/g.

$$IVL = \frac{mL \text{ do lodo} \cdot 1000 \text{ (mL / L)}}{\text{concentração dos SST (mg / L)}} \quad \text{eq. (3.2)}$$

RAMALHO (1983), afirma que um lodo com boas características de sedimentabilidade deve apresentar valores de IVL variando entre 35 e 150 mL/g, para concentrações de SST entre 800 e 3500 mg/L.

De acordo com SANTOS (1984), o IVL não proporciona uma boa medida de adensamento do lodo, uma vez que, ao final de 30 minutos, a interface sólido-líquido pode ainda estar sedimentando a uma taxa constante, não indicando em que estágio de sedimentação o lodo se encontra.

c) idade do lodo (θ_c)

Segundo METCALF e EDDY (1991), o uso de θ_c é de grande praticidade para sistemas de lodo ativado de escoamento contínuo, pois baseia-se no fato de que o controle da taxa de crescimento dos microrganismos presentes e, conseqüentemente, o grau de estabilização do despejo em tratamento deve ser feito pelo descarte diário parcial da massa de células presentes. Assim, caso a eficiência desejada requeira uma idade do lodo de 10 dias, significa que 10 % das células presentes no reator devem ser descartadas a cada dia, o que proporcionará a necessidade de renovação das mesmas a cada 10 dias.

d) taxa de utilização específica de microrganismos (U).

Segundo METCALF e EDDY (1991), os termos U e F/M são correlacionados com a eficiência do processo como segue:

$$U = \frac{(F / M)E}{100} \quad (3.3)$$

Onde E é a eficiência do processo, calculada por:

$$E = \frac{S_o - S}{S_o} . 100 \quad (3.4)$$

onde:

E = eficiência do processo, porcentagem em termos de DBO solúvel.

S_o = concentração de DBO₅ solúvel afluente

S = concentração de DBO₅ solúvel efluente

3.5.2. Parâmetros de dimensionamento

a) Carga orgânica (relação F/M)

Segundo CHERNICHARO e SPERLING (1993), este é o principal critério de dimensionamento, utilizado para os processos de lodos ativados com operação intermitente. O volume do reator (v) pode ser calculado pela equação 3.5 fornecida a seguir. A USEPA, 1992, cita que os valores de F/M recomendados variam de 0,05 a 0,50 kg DBO/kg SSVTA.d

$$V = \frac{Q \cdot (S_o - S)}{X_v \cdot (F / M)} \quad (3.5)$$

onde:

V = volume requerido para a zona de reação (m³)

Q = vazão afluyente (m³/d)

S_o = concentração de DBO₅ afluyente (g/m³)

S = concentração de DBO₅ solúvel efluente (g/m³)

F/M = relação alimento/microrganismo (kg DBO₅/kg SSVTA.d)

X_v = sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração (mg/L)

Observa-se que o volume resultante do dimensionamento corresponde ao volume requerido para a reação, segundo CHERNICHARO e SPERLING (1993) para uma determinada concentração de sólidos no reator, tal como seria considerado no sistema de lodos ativados de fluxo contínuo. A este volume determinado deve ser acrescido um volume suficiente para a preservação do lodo na fase de sedimentação. Após o enchimento do reator, na fase de mistura completa, a biomassa ocupará o volume total do reator, apresentando, portanto, uma concentração inferior à considerada no dimensionamento.

b) idade do lodo (θ_c)

Segundo CHERNICHARO e SPERLING (1993) a idade do lodo não é um critério de dimensionamento dos sistemas de lodos ativados com operação intermitente, devido à sua provável variação, em função da frequência de descarte do lodo excedente, mas é possível correlacioná-la com a carga orgânica (relação F/M), para uma determinada quantidade de biomassa mantida no reator, segundo a equação (3.6).

$$\frac{F}{M} = \frac{\frac{1}{\theta_c} + k_d}{Y \frac{E}{100}} \quad (3.6)$$

onde:

F/M = relação alimento/microrganismo (kg DBO₅/SSVTA.d)

θ_c = tempo de detenção celular (idade do lodo) (d)

k_d = coeficiente de decaimento endógeno (d⁻¹)

Y = coeficiente de produção de sólidos (kg SSV/kgDBO.d)

E = eficiência na remoção de DBO solúvel (%)

A consideração da idade do lodo segundo CHERNICHARO e SPERLING (1993), é importante quando se quer avaliar o sistema nas diferentes

modalidades de operação, como por exemplo, modalidades convencionais e aeração prolongada, com e sem remoção biológica de nutrientes. Nessa situação, o dimensionamento do sistema poderia considerar diferentes idades do lodo, como por exemplo:

- $\theta_c = 5$ dias: modalidade convencional, sem remoção de nutrientes (nível secundário);
- $\theta_c = 10$ dias: modalidade convencional, com remoção de nutrientes (nível terciário);
- $\theta_c = 22$ dias: modalidade aeração prolongada, com remoção de nutrientes (nível terciário).

c) concentração do lodo sedimentado

A concentração do lodo sedimentado é de grande importância, segundo CHERNICHARO e SPERLING (1993), no dimensionamento do sistema com operação intermitente, devido à a necessidade de previsão do volume a ser ocupado pela massa de sólidos suspensos presentes no reator, após a sedimentação. A determinação da concentração de sólidos pode ser feita através do índice volumétrico de lodo (IVL). Recomendam como valores satisfatórios, faixa de 100 a 150 mL/g.

d) ciclos operacionais

De acordo com WEF/ASCE (1992) citado por CHERNICHARO e SPERLING (1993), os ciclos operacionais do sistema variam amplamente, de aproximadamente 7 a 49 horas. De uma maneira geral, os sistemas mais antigos apresentam critérios de dimensionamento mais conservadores (ciclos com duração mais elevada), enquanto que os sistemas projetados mais recentemente apresentam ciclos de menor duração, de 6 a 12 horas. Tal otimização tem sido conseguida graças ao maior conhecimento e controle do processo, e também ao emprego de dispositivos que melhoram o controle operacional (automação do sistema). Os ciclos operacionais totais recomendados pela USEPA (1992) são:

- sistema convencional: 4 a 6 horas
- sistema com remoção biológica de nutrientes: 6 a 8 horas.

Dependendo do hidrograma horário das vazões afluentes ao sistema, que ora podem aumentar (períodos de vazão máxima) e ora podem diminuir (períodos de vazão mínima), o período de enchimento do reator e os ciclos operacionais podem apresentar durações superiores às recomendadas. Também o nível de automação do sistema interfere na duração dos ciclos operacionais. Dessa forma, os ciclos de operação devem ser definidos a partir de estudos criteriosos das

vazões afluentes, e de possíveis alterações para atender aos requisitos de remoção de nutrientes, quando desejado.

e) equipamentos de aeração

A aeração nos sistemas de lodos ativados com operação intermitente pode ser conseguida através de difusores de fundo, aeradores flutuantes, aeradores por jato e aeradores de turbina com aspiração entre outros. Segundo CHERNICHARO e SPERLING (1993), no dimensionamento dos dispositivos de aeração deve-se considerar que toda a demanda de oxigênio, para a estabilização da matéria orgânica, deve ser fornecida durante a fase de reação. Dessa forma, a potência dos equipamentos instalados em cada reator deve ser suficiente para suprir, durante o período de aeração, toda a massa de oxigênio requerida.

f) modelagem matemática

De acordo com CHERNICHARO e SPERLING (1993), até o momento, ainda não existe um modelo de ampla aceitação para o sistema de lodos ativados por batelada, principalmente quando necessárias as etapas de remoção de nitrogênio e fósforo. Normalmente os dimensionamentos são omissos, atribuindo à

operação da estação a duração dos ciclos para a obtenção da qualidade do efluente desejada.

3.6 RESULTADOS DE ALGUMAS PESQUISAS JÁ REALIZADAS COM O USO DE REATORES LAB.

A Tabela 3.2, adaptada, resultou de um estudo com reator aeróbio de lodos ativados por bateladas com fluxo ininterrupto (ICEAS), operando das 8 às 17 horas. O estudo, desenvolvido no Campus do Vale IPH/UFRGS em reator de 430 m³, que recebeu como afluente o esgoto sanitário gerado por cerca de 800 pessoas (em pico), além de águas residuárias de restaurantes e de lavagens de piso.

O descarte do efluente tratado, cerca de 95 m³ a cada três dias, foi realizado das 8:00 às 9:00 horas. Durante a operação de descarga, o nível de água do reator foi rebaixado em aproximadamente um metro.

Tabela 3.2 - Valores médios de parâmetros operacionais (mg/L) do reator de lodos ativados por batelada. Campus do Vale/IPH/UFRGS 91/92.

Parâmetro	Faixa de Variação		Percentagem Média de Remoção (%)
	Entrada	Saída	
pH	6,9-8,8	5,8-8,0	-
DBO ₅	50-225	20-150	70
DQO diss.	83-655	4-257	72
Sólidos Suspensos	280-2042	146-353	60
Fosfatos	0,086-30,96	0,11-31,38	25
NH ₃ -N	7-48	4-43	-

Fonte: Adaptado de DE LUCA, MARQUES e MONTEGGIA (1993)

Observa-se na Tabela 3.2 que foram obtidas eficiências de remoção de 70% de DBO₅ e de DQO dissolvida, sem que houvesse a necessidade de descarte de lodo durante o período. A baixa produção de lodo no processo, ou sua oxidação pelo excesso de ar fornecido constitui-se em barateamento considerável do tratamento, tendo sido recomendando o desenvolvimento de mais pesquisas para o aperfeiçoamento desta promissora técnica de controle de poluição ambiental.

A Tabela 3.3 a seguir, mostra resultados pesquisados por IRVINE et alli (1983), em Culver, Indiana USA.

Tabela 3.3 - Dados da média mensal de operação do sistema LAB

DBO ₅ (g/m ³)					Sólidos Suspensos Total (g/m ³)			
	Esgoto	EFLUENTES			Esgoto	EFLUENTES		
Data	Bruto	dec.Prim	T. Norte	T. Sul	Bruto	dec.Prim	T.Norte	T. Sul
1980								
maio	160	120	6	9	120	80	7	10
jun.	140	100	6	6	120	80	5	4
jul.	180	120	11	8	140	80	7	6
ago.	130	100	10	14	100	70	5	9
set.	140	120	11	14	120	90	8	7
out.	170	130	10	9	170	80	10	9
nov.	180	150	9	8	150	70	6	8
dez.	160	110	10	11	120	70	7	9
1981								
jan.	160	130	9	10	120	80	10	10
fev.	160	150	13	16	120	70	9	13
mar.	170	130	8	9	140	80	7	9
abr.	170	100	8	9	160	70	8	15
maio	130	90	8	8	110	70	6	9
ago.	110	90	5	7	120	70	3	5
set.	170	100	6	5	170	70	3	3
out.	160	110	11	10	160	80	4	6
nov.	170	130	14	10	170	100	10	6
dez.	180	120	12	13	130	90	6	8
dados	211	210	204	203	357	356	352	252

Fonte: adaptado de IRVINE *et alli* (1983)

A Tabela 3.3 apresenta dados de valores médios mensais de DBO₅ e sólidos suspensos afluentes e efluentes de uma estação de tratamento de lodos

ativados provida de dois reatores tipo batelada (Tanque norte em paralelo ao Tanque sul Tabela 3.4) num período de vinte meses, em pesquisa realizada por Irvine et al (1983) em Culver, Indiana. Os dados evidenciam a grande potencialidade do sistema na remoção de sólidos suspensos e matéria orgânica avaliada em termos de DBO_5 .

Tabela 3.4 - Tempo médio por período de ciclo em cada tanque.

Período	T. Norte (horas)	T. Sul (horas)
enchimento	2,9	3,1
reação	0,7	0,4
sedimentação	0,7	0,7
descarte	0,7	0,7
repouso	1,0	1,1

Fonte: Adaptado de IRVINE et alli (1983).

NG et alli (1993) desenvolveram interessante trabalho experimental em reatores piloto de lodos ativados por batelada, utilizando como afluente esgoto doméstico. Utilizando bequeres de 2 (dois) litros, simularam três reatores de volume útil igual a 1,8 litros cuja alimentação, em cada ciclo, era feita com a adição de um volume de esgoto igual a $\frac{2}{3}$ do reator, ou seja, 1,2 litros. Variaram os períodos de enchimento e reação, mantendo-se constantes os demais períodos, totalizando 6 horas para a duração de um ciclo completo.

As condições operacionais de cada reator são resumidamente, apresentados na Tabela 3.5, a seguir:

Tabela 3.5 - Variação dos períodos parciais de um ciclo completo de reatores piloto operando como lodos ativados por batelada

Atividade	Reator 1	Reator 2	Reator 3
Enchimento	3 h. sem aeração	2 h. sem aeração	1 h. sem aeração
Reação	0,5 h. com aeração	1,5 h. com aeração	2,5 h com aeração
Sedimentação	45 minutos	45 minutos	45 minutos
Descartes	45 minutos	45 minutos	45 minutos
Repouso	30 min. c/ aeração	30 min. c/ aeração	30 min. c/ aeração
	30 min. s/ aeração	30 min. s/ aeração	30 min. s/ aeração

Fonte: Adaptado de NG et alli (1993).

A operação dos reatores foi feita executando-se quatro ciclos de seis horas de duração por dia em cada reator, obtendo-se condições de equilíbrio dinâmico, segundo os pesquisadores, “quase estáveis”, com concentrações médias de SSV após enchimento e homogenização de 1060, 1480 e 1280 mg/L, respectivamente para os reatores 1, 2 e 3.

Os descartes do excesso de lodo dos reatores foram feitos uma vez ao dia, durante um dos períodos de repouso, em volumes de 90, 75 e 50 mL, obtendo-se valores médios de tempo de detenção celular (θ_c) iguais a 5,6, 8,7 e 10,2 d, respectivamente para os reatores 1, 2 e 3.

Tabela 3.6 - Qualidade do afluente e do efluente para o sistema de lodos ativados por batelada operado com tempo de reação de 0,5, 1,5 e 2,5 horas.

parâmetros (mg/L)		média
DBO ₅ Total	afluente	140
	efluente 1*	42
	efluente 2*	30
	efluente 3*	26
DBO ₅ Dissolvida	afluente	77
	efluente 1	5
	efluente 2	5
	efluente 3	4
DQO Total	afluente	331
	efluente 1	85
	efluente 2	50
	efluente 3	61
DQO Dissolvida	afluente	177
	efluente 1	57
	efluente 2	44
	efluente 3	49
COT	afluente	44
	efluente	15
	efluente 1	11
	efluente 23	13
Sólidos Suspensos Totais	afluente	119
	efluente 1	25
	efluente 2	8
	efluente 3	15

(continua)

Tabela 3.6 - Qualidade do afluente e do efluente para o sistema de lodos ativados por batelada operado com tempo de reação de 0,5, 1,5 e 2,5 horas.

		(conclusão)
Sólidos Suspensos Voláteis	afluente	99
	efluente 1	20
	efluente 2	7
	efluente 3	13
NH ₃ -N	afluente	32
	efluente 1	25
	efluente 2	7
	efluente 3	6
pH	afluente	7,3
	efluente 1	7,8
	efluente 2	7,1
	efluente 3	6,6
PO ₄ ³⁻ -P	afluente	5,7
	efluente 1	4,0
	efluente 2	4,7
	efluente 3	5,8
Coliformes Totais (x 10 ⁶ /100 mL)	afluente	95
	efluente 1	22
	efluente 2	2
	efluente 3	1
Coliformes Fecais (x 10 ⁶ /100 mL)	afluente	62
	efluente 1	19
	efluente 2	0,7
	efluente 3	0,9

Fonte: adaptado de NG et alli. (1993)

* efluente 1 é o efluente para o tempo de reação de 0,5 horas

efluente 2 é o efluente para o tempo de reação de 1,5 horas

efluente 3 é o efluente para o tempo de reação de 2,5 horas

A Tabela 3.6 apresenta os resultados dos parâmetros monitorados nos reatores descritos, evidenciando as seguintes conclusões:

a) O uso de reatores de lodos ativados por batelada constitui-se em tecnologia potencialmente viável para o tratamento de esgotos domésticos, principalmente em função da necessidade de períodos da aeração inferiores aos normalmente necessários em sistemas de fluxo contínuo para obtenção de efluentes de qualidade semelhantes;

b) Além de altas eficiências de remoção de cargas orgânicas medidas em termos de DBO_5 , DQO e sólidos suspensos totais, a clarificação do sobrenadante promove eficiências de remoção superiores a 20% de coliformes e coliformes fecais para taxas de carregamento orgânico inferiores a 1,2 mg/mg . dia;

Resultados semelhantes foram obtidos por DENIS e IRVINE (1979) durante a operação de três reatores em escala piloto com volume útil de 6 litros onde também foram variados os períodos de enchimento e reação em cada reator. Utilizando afluente sintético com DBO_5 igual a 400 mg/L e carbono orgânico total da amostra filtrada (COT_f) igual a 200 mg/L, foram obtidas eficiências de remoção de 99 % e 95 %, respectivamente para ambos os parâmetros, independentemente da duração dos períodos de enchimento (com aeração) e reação, cuja soma representou uma duração total de 6 horas. A obtenção desse desempenho foi garantida pela

manutenção de uma concentração média, após enchimento, de 2500 mg/L de SSV em cada reator e aplicação de carga orgânica de, aproximadamente, 0,3 g DBO₅/g SSV.dia em cada reator.

Da Tabela 3.6, a relação de DQO Total/DBO₅ Total ficou no intervalo de 1,8 a 2,7, com uma média de 2,4. Estes valores são típicos para o esgoto doméstico, segundo METCALF e EDDY (1979).

A Tabela 3.7 apresenta os resultados dessa investigação experimental.

Tabela - 3.7 Parâmetros de qualidade do efluente com a variação do período de enchimento e reação.

	2 h enchimento 4 h reação	4 h enchimento 2 h reação	5 h enchimento 1 h reação
SS (mg/L)	14	17	16
SS Total (mg/L)	23	29	117
COT _{filtrado} (mg/L)	14	5	11
DBO ₅ (mg/L)	3	3	4
IVL (mL/g)	115	84	158

Fonte: adaptado de DENIS e IRVINE (1979)

4 METODOLOGIA

A seguir serão abordados os seguintes tópicos: Introdução, Montagem da Instalação em escala real e Estudo de tratabilidade biológica com reatores de lodos ativados por batelada.

4.1 INTRODUÇÃO

O estudo experimental foi realizado em instalações piloto montadas no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil da Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP.

O fornecimento de amostras de efluentes líquidos para o estudo de tratabilidade biológica e de lodo ativado, previamente adaptado ao despejo para inoculação dos reatores aeróbios, foi obtido nas instalações do Sistema de Tratamento de Águas Residuárias Industriais e Sanitárias da Indústria Lápis Johann Faber S/A, fábrica II, localizada no Município de São Carlos - SP, a partir daqui, denominada de STAR-JF.

4.2 INSTALAÇÃO EM ESCALA REAL

A seguir serão abordados os seguintes tópicos: águas residuárias geradas na indústria, descrição do sistema e características qualitativas das águas afluentes e efluentes.

4.2.1. Águas Residuárias Geradas na Indústria

Os efluentes líquidos gerados pela indústria têm origem no seu processamento industrial e em instalações sanitárias (vestiários, banheiros, restaurante, etc.), sendo coletados por redes sanitárias totalmente independentes. Desta forma, as instalações do STAR-JF possuem dois pontos distintos de chegada de afluentes líquidos: industrial e sanitário.

O trabalho experimental foi desenvolvido somente com as águas residuárias de origem industrial, previamente tratadas físico-quimicamente no STAR-JF, por serem muito mais significativas sob o aspecto qualitativo e quantitativo e de maior facilidade de coleta e preservação.

A indústria utiliza água em quase todas as suas linhas de processamento produtivo, gerando efluentes de características extremamente variáveis em função da demanda ou não de determinados produtos pelo mercado

consumidor. As principais linhas produtivas e pontos de geração de águas residuárias industriais são relacionadas a seguir:

- a) Fabricação de Minas Polymer;
- b) Fabricação de Minas Pastel/Grafite;
- c) Fabricação de Vernizes/Cosméticos;
- d) Fabricação de Tintas Hering;
- e) Descargas de Água das Caldeiras;
- f) Descargas do Lavador de Gases e
- g) Descargas de Água de Resfriamento de Torres de Refrigeração.

4.2.2. Descrição do Sistema

A concepção do STAR-JF foi desenvolvida pela Hidron Engenharia S/C Ltda., em 1991, sob a responsabilidade do Eng^o Carlos Gomes da Nave Mendes, tendo seu início de funcionamento ocorrido a partir do final de 1992. A solução adotada conta com reatores físico-químicos intermitentes, onde é feita a coagulação, floculação e decantação das águas residuárias industriais, para posterior tratamento conjunto com as águas residuárias sanitárias em reatores biológicos aeróbios, também intermitentes, tipo lodos ativados por batelada (LAB).

O sobrenadante dos reatores aeróbios quais constitui-se nos efluentes líquidos tratados, posteriormente lançados à rede pública de esgotos sanitários da cidade.

O excesso de lodo ativado gerado nos tanques de aeração é periodicamente descartado em um biodigestor aeróbio, mantendo-se um volume mínimo variável entre 40 e 60% do volume útil do reator com lodo adensado por um período de 1,5 horas de sedimentação com o conteúdo do tanque em repouso. A seguir, o lodo biológico digerido é lançado conjuntamente com o lodo físico-químico a um tanque de armazenamento para posterior bombeamento a um filtro-prensa para desidratação.

O lodo desidratado é colocado em tambores, e armazenado na própria empresa. A Figura 4.1 apresenta o fluxograma do STAR-JF construído:

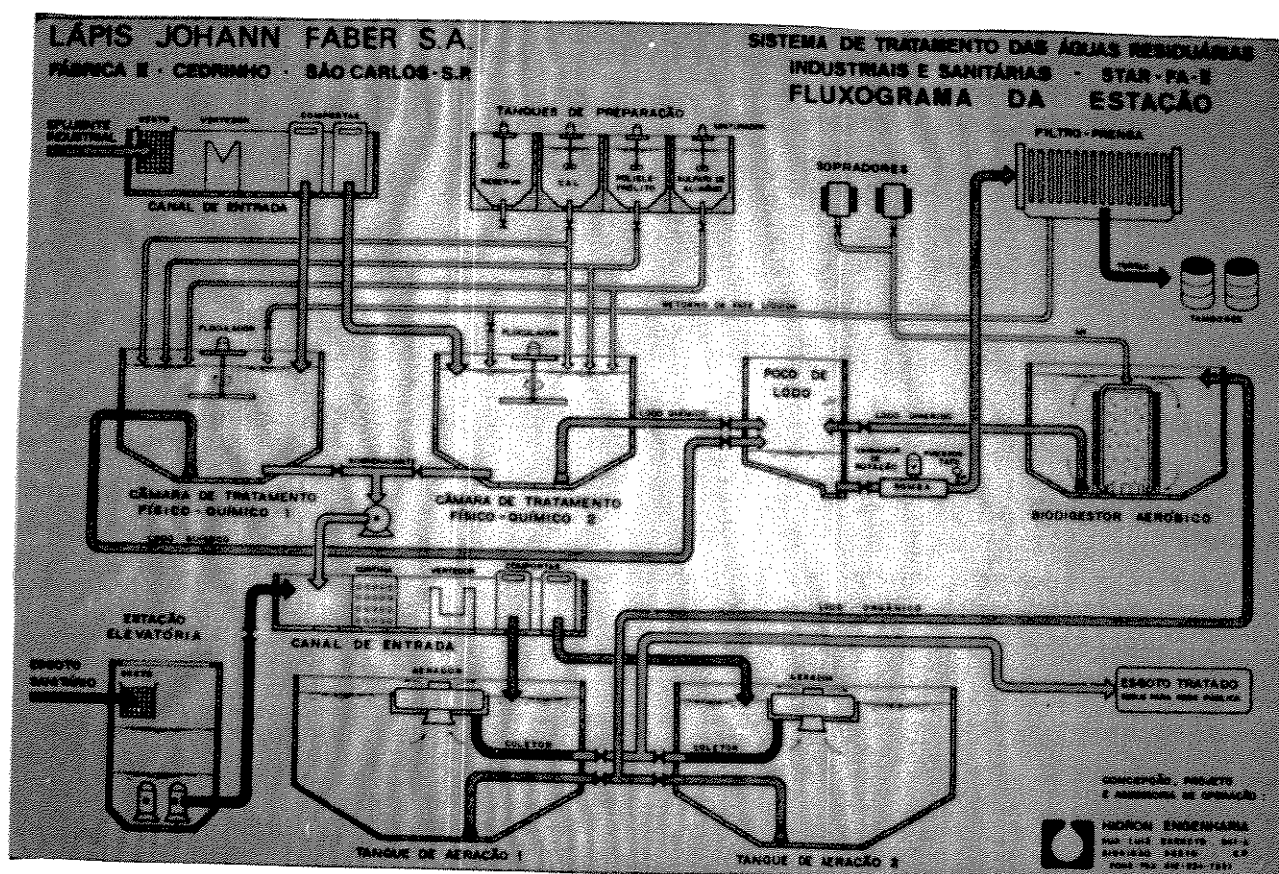


Figura 4.1: Fluxograma do STAR-JF, construído.

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. (1991).

Alguns dados construtivos e operacionais do STAR-JF, de maior interesse para o presente estudo, são fornecidos a seguir:

a) Vazões Diárias Afluentes ao Sistema (dias úteis):

- águas residuárias industriais: 80 a 150 m³/dia;
- águas residuárias sanitárias: 50 a 100 m³/dia;

b) Tanques de Tratamento Físico-Químico:

- número de unidades: 02;
- volume útil de cada tanque: 18 m³;
- pH de coagulação: 6,5 a 7,5;
- dosagem de sulfato de alumínio: 300 a 450 mg/L;
- dosagem de cal hidratado: 100 a 200 mg/L;
- dosagem de polieletrólito D-65, aniônico, da Aquatec, como auxiliar de floculação: 5 a 10 ml/ m³;
- período de floculação: 15 a 30 minutos;
- período de sedimentação: superior a 30 minutos, função da vazão afluente ao STAR-JF;
- gradiente de velocidade na floculação: 30 s⁻¹.

c) Tanques de Aeração:

- número de unidades: 02;
- volume útil de cada tanque: 121,50 m³;

- percentagem do volume útil reservado para lodo após sedimentação: 40% a 60%;
- volume útil para enchimento em um ciclo: 48,6 a 72,9 m³;
- período mínimo para sedimentação do lodo ativado: 1,0 hora;
- período médio gasto para descarga de lodo e sobrenadante: 1,5 horas;
- período de enchimento (aeração opcional): variável entre 5 e 14,5 horas;
- período de aeração: 2,5 a 12 horas;
- sistema de aeração: aerador rápido flutuante com potência de 5 c.v.;

4.2.3. Características Qualitativas das Águas Afluentes e Efluentes

Conforme dados fornecidos pela indústria, levantados no início de funcionamento do STAR-JF, após um período de treinamento dos operadores e adaptação do lodo biológico dos tanques de aeração, apresentam-se, nas Tabelas 4.1 a 4.3, os parâmetros qualitativos e a de eficiência de remoção dos mesmos para cada água residuária, afluente e efluente do STAR-JF, caracterizadas no Laboratório de Saneamento da EESC-USP.

Tabela 4-1: Características qualitativas médias dos esgotos industriais brutos, esgotos sanitários brutos e afluente composto ao STAR-JF.

relação para determinação

$$\text{do afluente composto} = \frac{\text{Esgoto industrial bruto}}{\text{Esgoto sanitario bruto}} = 1,50 ;$$

Parâmetro	Esgoto Industrial Bruto	Esgoto Sanitário Bruto	Afluente Composto
Turbidez (U.T.)	268	102	202
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	80	131	100
DQO (mg/L)	1.644	679	1.258
DBO ₅ (mg/L)	1.177	413	871
Óleos e Graxas (mg/L)	281	181	241
N total (mg/L)	108	54	86
N amoniacal (mg/L)	12	29	19
P total (mg/L)	12	15,5	13,4
Fenóis (mg/L)	2,3	ND	1,4
S.S. (ml/L)	10,4	2,4	7,2
ST (mg/L)	1.548	884	1.282
STF (mg/L)	598	133	412
STV (mg/L)	950	751	870
SST (mg/L)	721	160	496
SSF (mg/L)	350	23	219
SSV (mg/L)	371	137	277
SDT (mg/L)	827	724	786
SDF (mg/L)	248	110	193
SDV (mg/L)	579	614	593

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. (1991).

Tabela 4.2- Características qualitativas médias dos esgotos industriais brutos e tratados físico-quimicamente, com a respectiva eficiência do processo.

Parâmetro	Esgoto Industrial Bruto	Esgoto Industrial Tratado	Eficiência (%)
Turbidez (U.T.)	268	4,5	98,3
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	80	47	—
DQO (mg/L)	1.644	608	63,0
DBO ₅ (mg/L)	1.177	557	52,5
Óleos e Graxas (mg/L)	281	30	89,3
N total (mg/L)	108	16,5	84,7
N amoniacal (mg/L)	12	11,5	4,2
P total (mg/L)	12	0,2	98,2
Fenóis (mg/L)	2,3	0,06	58,3
SS (ml/L)	10,4	0,05	99,5
ST (mg/L)	1.548	1.079	30,3
STF (mg/L)	598	609	—
STV (mg/L)	950	470	50,5
SST (mg/L)	721	12	98,3
SSF (mg/L)	350	4,5	98,7
SSV (mg/L)	371	7,5	98,0
SDT (mg/L)	827	1.067	—
SDF (mg/L)	248	604	—
SDV (mg/L)	579	463	20,0

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. (1991)

Tabela 4-3: Características qualitativas médias dos esgotos brutos e tratados e eficiência global do sistema.

Parâmetro	Afluente Composto	Esgotos Tratados	Eficiência (%)
pH	–	6,7	–
Turbidez (U.T.)	202	6,0	97,0
Alcalinidade Total (mg/L CaCO ₃)	100	40,3	–
DQO (mg/L)	1.258	66,3	94,7
DBO ₅ (mg/L)	871	18,3	97,9
Óleos e Graxas (mg/L)	241	21,0	91,3
N total (mg/L)	86	5,8	93,3
N amoniacal (mg/L)	19	7,6	60,0
P total (mg/L)	13,4	2,1	84,6
Fenóis (mg/L)	1,4	0,05	96,4
SS (ml/L)	7,2	0,03	99,7
ST (mg/L)	1.282	571	55,4
STF (mg/L)	412	292	29,2
STV (mg/L)	870	279	67,9
SST (mg/L)	496	27,3	94,5
SSF (mg/L)	219	6,5	97,0
SSV (mg/L)	277	20,8	92,5
SDT (mg/L)	786	544	30,8
SDF (mg/L)	193	285	–
SDV (mg/L)	593	259	56,4

Fonte: HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. (1991).

4.3. ESTUDO DE TRATABILIDADE BIOLÓGICA COM REATORES TIPO LODOS ATIVADOS POR BATELADA

A seguir será realizada uma introdução sobre o estudo de tratabilidade biológica e abordar a metodologia que se adotou.

4.3.1. Introdução

Apesar das inúmeras vantagens, já citadas, no emprego de reatores tipo lodos ativados por batelada, a adoção dessa tecnologia na solução de problemas de controle da poluição ambiental ainda depende de investigações experimentais por lidar com questões ainda pouco exploradas. Destacam-se, a seguir, algumas que, deste ponto de vista são de importância fundamental:

a) Qual “número ideal” de reatores devem compor uma bateria para minimizar a relação custo/benefício?

b) Que volume total deve possuir cada reator?

c) Que parcela do volume total de cada reator deve ser reservada para preservação do lodo ativado e, portando, que parcela seria disponível para enchimento (volume útil) ?

d) Qual a duração ideal de um ciclo total de tratamento e que porcentagens desse tempo deveriam ser destinadas às diversas operações, tais como, enchimento, reação, sedimentação, descartes de lodo e sobrenadante e repouso?

No presente trabalho, investigou-se às possíveis respostas para tais questões, lidando com um caso específico de água residuária industrial da empresa Johann Faber e propondo uma metodologia para desenvolvimento de estudos experimentais prévios a concepção de sistemas que empreguem este tipo de tecnologia.

Como foi visto anteriormente, a duração de um ciclo completo de funcionamento de um reator dentro de uma bateria constitui-se na somatória dos tempos individuais de cada operação, conforme a equação a seguir:

$$T_c = T_e + T_r + T_s + T_d + T_p \quad (4.1)$$

onde:

T_c = Período de duração de um ciclo completo (h);

T_e = Período de enchimento de um reator da bateria (h);

T_r = Período destinado à reação com o reator cheio (h);

T_s = Período destinado à sedimentação do lodo ativado (h);

T_d = Período destinado à descargas de excesso de lodo e do sobrenadante (efluente tratado) (h);

T_p = Período destinado ao repouso e espera para novo enchimento (h);

Analisando-se cada período citado de forma individual, pode-se concluir que:

O valor de T_e é, única e exclusivamente dependente da vazão média afluyente ao sistema e do volume útil do reator. Assim, tem-se:

$$T_e = \frac{V_u}{\overline{Q_e}} \quad (4.2)$$

onde:

V_u = Volume útil do reator destinado à operação de enchimento (m^3);

$\overline{Q_e}$ = Vazão média afluyente ao sistema ou vazão média de enchimento (m^3/h);

O cálculo do volume total de cada reator pode ser feito pela equação:

$$V_r = \frac{V_u}{(1 - FL)} \quad (4.3)$$

onde:

V_r = Volume real de cada reator (m^3);

FL = Fração correspondente à porcentagem do volume total do reator destinado à preservação de lodo no reator;

O período destinado à reação (T_r), a exemplo do tempo de detenção hidráulico de reatores de escoamento contínuo, é um parâmetro influenciado pela

concentração e tipo do substrato afluente ao sistema, concentração de microrganismos presentes no reator e eficiência desejada, além, do período de enchimento (T_e), quando executado sob condições de agitação e aeração, durante o qual, parte da biodegradação já teria sido realizada;

O período de separação das fases líquida e sólida dentro do reator é feito sob condições de repouso absoluto do conteúdo do reator, em condições muito próximas das ideais, possibilitando a sedimentação da massa de lodo presente e a clarificação do sobrenadante que constitui-se, no efluente tratado pelo sistema. É evidente que este período depende das características de sedimentabilidade dos flocos de lodos presentes no reator, porém, recomenda-se que seja entre 30 e 120 minutos;

Os descartes de lodo em excesso e do sobrenadante podem ser feitos por tubulações independentes concomitantemente ou alternadamente. Em geral, o descarte de lodo é feito logo após o período de sedimentação, com o reator cheio para proveito de carga hidráulica disponível para a descarga, HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. (1991a). A descarga de sobrenadante geralmente é feita através da tomada de água por orifícios submersos em região próxima à superfície do reator através de um sistema de mangueiras flexíveis e dispositivo de flutuação para acompanhamento da diminuição do nível de água no reator, HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. (1991b). Dadas as restrições impostas pela legislação ambiental em vigor (CETESB, 1991), ou limita-se ao valor máximo de $1,5 \overline{Q_e}$, e,

portanto, o valor de Td deveria ser maior ou igual a $\frac{Te}{1,5}$, ou construir-se um dispositivo de equalização da vazão de saída do sistema, desvinculando-se assim o valores de Td e Te .

O período de repouso ou espera Tp atua como um coeficiente de segurança adotado para o sistema de forma a cobrir eventuais picos prolongados de vazão máxima afluente, o que, na sua ausência, provocaria possíveis reduções de eficiência por imposição da necessária redução de tempos de ciclo nessas situações.

Considerando-se N , o número de reatores que comporão uma determinada bateria de um sistema de lodos ativados por batelada, pode-se escrever que:

$$Te = \frac{(Tr + Ts + Td + Tp)}{(N - 1)} \quad (4.4)$$

Assim, considerando-se as equações (4.2) e (4.3) tem-se:

$$Te = \frac{Vr(1 - FL)}{Qe} \quad (4.5)$$

ou,

$$V_r = \frac{\overline{Qe} \cdot (Tr + Ts + Td + Tp)}{(1 - FL)(N - 1)} = \frac{\overline{Qe} \cdot Te}{(1 - FL)} \quad (4.6)$$

Assim, numa instalação composta de dois reatores, ter-se-ia:

$$V_{r_2} = \frac{\overline{Qe} (Tr_2 + Ts_2 + Td_2 + Tp_2)}{(1 - FL)} \quad (4.7)$$

Para uma instalação composta de três reatores, e considerando-se Tr, Ts, Td e Tp constantes para qualquer número de reatores, ter-se-ia:

$$V_{r_3} = \frac{\overline{Qe} \cdot (Tr_3 + Ts_3 + Td_3 + Tp_3)}{(1 - FL)2} \xrightarrow{(4.7)} V_{r_3} = \frac{V_{r_2}}{2} \quad (4.8)$$

Analogamente, para uma instalação composta de N reatores, ter-se-ia:

$$V_{r_N} = \frac{\overline{Qe} \cdot (Tr_N + Ts_N + Td_N + Tp_N)}{(1 - FL)(N - 1)} \xrightarrow{(4.7)} V_{r_N} = \frac{V_{r_2}}{(N - 1)} \quad (4.9)$$

Analisando-se o tempo de enchimento (Te), pela equação (4.5), ter-se-ia; para dois reatores

$$Te_2 = \frac{V_{r_2}(1 - FL)}{\overline{Qe}} \quad (4.10)$$

Para três reatores, com o uso da equação (4.8):

$$Te_3 = \frac{Vr_3(1-FL)}{\overline{Qe}} = \frac{Vr_2(1-FL)}{2\overline{Qe}} \xrightarrow{(4.10)} Te_3 = \frac{Te_2}{2} \quad (4.11)$$

Analogamente, para N reatores, ter-se-ia:

$$Te_N = \frac{Vr_N(1-FL)}{\overline{Qe}} \xrightarrow{(4.9)} \frac{Vr_2(1-FL)}{(N-1)\overline{Qe}} \xrightarrow{(4.10)} Te_N = \frac{Te_2}{(N-1)} \quad (4.12)$$

Agora, analisando-se o tempo de reação (Tr), pela equação (4.4), ter-se-ia para, dois reatores:

$$Te_2 = \frac{(Tr_2 + Ts_2 + Td_2 + Tp_2)}{(2-1)} \Rightarrow Tr_2 = Te_2 - (Ts_2 + Td_2 + Tp_2) \quad (4.13)$$

Para três reatores, com o uso da equação (4.11):

$$Te_3 = \frac{(Tr_3 + Ts_3 + Td_3 + Tp_3)}{(3-1)} \Rightarrow$$

$$Tr_3 = 2Te_3 - (Ts_3 + Td_3 + Tp_3) \xrightarrow{(4.11)} Tr_3 = Te_2 - (Ts_3 + Td_3 + Tp_3) \quad (4.14)$$

Analogamente, para N reatores, com o uso da equação (4.12) ter-se-ia:

$$Te_N = \frac{(Tr_N + Ts_N + Td_N + Tp_N)}{(N - 1)} \Rightarrow$$

$$Tr_N = Te_N (N - 1) - (Ts_N + Td_N + Tp_N) \xrightarrow{(4.12)}$$

$$Tr_N = Te_2 - (Ts_N + Td_N + Tp_N) \quad (4.15)$$

Da análise feita nas equações (4.13) a (4.15), pode-se concluir que:

a) Para valores fixos de períodos de sedimentação (Ts), descarte (Td) e repouso (Tp), independentemente do número de reatores presentes numa instalação, fato muito comum, ter-se-ia:

$$(Ts_N + Td_N + Tp_N) = \dots\dots\dots (Ts_2 + Td_2 + Tp_2) = (Ts_3 + Td_3 + Tp_3)$$

e desta forma:

$$Tr_N \dots\dots\dots = Tr_2 = Tr_N \quad (4.16)$$

Observa-se, pela equação (4.16) que o tempo de reação para instalação com qualquer número de reatores seria idêntico.

b) Para valores de período de descarga (Td) repetindo a condição limite imposta pela legislação ambiental, como descrito no item (iv), ter-se-ia:

$$Td_N = \frac{Te_N}{1,5} \quad (4.17)$$

Pela equação (4.15), ficaríamos com:

$$Tr_N = (N - 1)Te_N - (Ts_N + \frac{Te_N}{1,5} + Tp_N)$$

$$Tr_N = (N - 1)Te_N - \frac{Te_N}{1,5} - (Ts_N + Tp_N),$$

$$Tr_N = \left(N - 1 - \frac{2}{3}\right)Te_N - (Ts_N + Tp_N),$$

$$Tr_N = \left(\frac{3N - 5}{3}\right)Te_N - (Ts_N + Tp_N) \quad (4.18)$$

Voltando-se à equação inicial (4.1), o tempo completo de um ciclo ou tempo de detenção hidráulica num reator seria, para N reatores:

$$Tc_N = Te_N + Tr_N + Ts_N + Td_N + Tp_N \quad (4.19)$$

Substituindo-se a equação (4.17) e (4.18) em (4.19), ter-se-ia:

$$Tc_N = Te_N + \left(\frac{3N - 5}{3}\right)Te_N - (Ts_N + Tp_N) + Ts_N + \frac{Te_N}{1,5} + Tp_N,$$

$$Tc_N = Te_N + \left(\frac{3N-5}{3}\right)Te_N + \left(\frac{2}{3}\right)Te_N,$$

$$Tc_N = \frac{3Te_N + 3NTe_N - 5Te_N + 2Te_N}{3} = \frac{3NTe_N}{3} = NTe_N,$$

$$Tc_N = NTe_N \quad (4.20)$$

A equação (4.20) é válida para qualquer condição de operação de reatores por batelada, mesmo não fixando-se o tempo de descarga dos reatores ao tempo de enchimento, como analisado no item a. Observamos que, pela equação (4.15) aplicada na equação (4.19), teríamos:

$$Tc_N = Te_N + (N-1)Te_N - (Ts_N + Td_N + Tp_N) + Ts_N + Td_N + Tp_N, \text{ ou}$$

$$Tc_N = NTe_N, \text{ para quaisquer valores de } Ts, Td \text{ e } Tp \text{ adotados.}$$

A dedução da equação (4.20) é, de certa forma, intuitiva. E ficou demonstrado que o tempo total de um ciclo completo num reator qualquer de uma bateria de N reatores, deve durar, no máximo, a somatória dos tempos de enchimento dos demais (N-1) reatores, incluindo o dele próprio, pois seu ciclo deveria ter sido completado para que possa sofrer novo enchimento no ciclo seguinte.

4.3.2 TRABALHO EXPERIMENTAL

A metodologia proposta para desenvolvimento de estudo experimental que envolveu o uso de reatores biológicos utilizando o sistema lodos ativados por batelada e a determinação do número ideal de reatores da bateria, além dos períodos a serem adotados em cada ciclo e fração do volume reservado para lodo foi realizado a partir do uso do equacionamento desenvolvido Equações 4.20, 4.18 e 4.6 repetido a seguir:

$$Tc_N = NTe_N \quad (4.20)$$

$$Tr_N = \left(\frac{3N - 5}{3} \right) Te_N - (Ts_N + Tp_N) \quad (4.18)$$

$$Vr = \frac{\overline{Qe}(Tr + Ts + Td + Tp)}{(1 - FL)(N - 1)} = \frac{\overline{Qe}.Te}{(1 - FL)} \quad (4.6)$$

O desenvolvimento dos ensaios de tratabilidade foram conduzidos variando-se os tempos de ciclo (Tc_N) e o número de reatores (N) que compuseram a bateria, além da fração de lodo (FL) reservada em cada reator. Os resultados de eficiência, medidos em termos de DBO_5 e/ou DQO, que satisfaçam a condição exigida para o caso, indicaram as condições necessárias para minimização do custo de implantação do sistema que, foram correlacionadas com os valores de mínimos tempos de enchimento (Te_N) e de números de reatores (N).

No presente estudo experimental, foram investigadas as seguintes condições operacionais:

- a) Períodos de um ciclo completo: $T_{cN} = 3, 6, 9, 12$ e 15 horas; (compatíveis com os valores de tempo de detenção hidráulico utilizados em sistemas de lodos ativados convencionais).
- b) Número de reatores possíveis: $2, 3$ e 4 . (valores maiores tornariam o sistema operacionalmente complexo em condições manuais).
- c) Adotou-se: $T_{sN} = 1,5$ horas (valor usual para eficiente separação entre as fases sólidas e líquida).
- d) $T_{pN} = 0$ (condição ideal de funcionamento de um sistema).
- e) $T_{dN} = T_e / 1,5$
- f) Volume dos reatores: $V_{rN} = 3,5$ litros.
- g) Fração de lodo: $FL = 0,4$ e $0,25$

Os reatores foram proporcionados por seis bequeres graduados, com volume total de $4,0$ litros, providos de aerador de aquário com difusor por pedra porosa no fundo do reator.

A Tabela 4.4 fornece os valores de tempo de enchimento e reação que foram adotados para cada reator considerando-se os parâmetros adotados acima e o equacionamento proposto:

Tabela 4.4 - Valores de T_e (h) e T_r (h) em função de T_c (h) e N .

T_c (h) \ N	2	3	4
3			0,25 / 0,75
6		1,17 / 2,0	2,0 / 1,5
9	0 / 4,5	2,5 / 3,0	3,75 / 2,25
12	0,5 / 6,0	3,83 / 4,0	5,5 / 3,0
15	1,5 / 7,5	5,17 / 5,0	7,25 / 3,75

$T_r(h)$ / $T_e(h)$

T_e = período de enchimento (h) com aeração

T_r = período de reação (h)

Foram investigadas as condições fixadas na Tabela 4.4 para as duas frações de lodo propostas, assim, para um volume de reator igual a 3500 mL, os volumes úteis dos reatores foram:

$$FL_1 = \frac{1}{2,5} \Rightarrow V_{u1} = 2100 \text{ mL}$$

$$FL_2 = \frac{1}{4} \Rightarrow V_{u2} = 2625 \text{ mL}$$

Devido à grande variação de vazões proporcionadas pelas combinações de T_e e V_u , o enchimento foi realizado manualmente, adicionando os volumes calculados na Tabela 4.5 a cada intervalo de 30 minutos:

Tabela 4.5 - Volumes que foram adicionados a cada 30 minutos para simulação do enchimento dos reatores em função de Tc (h), N e FL adotados.

Tc (h) \ N	2		3		4	
	FL=1/2,5	FL=1/4	FL=1/2,5	FL=1/4	FL=1/2,5	FL=1/4
3					4 x 525 (1)	1 x 660 + 3 x 655 (1)
6			5 x 420	5 x 525	4 x 525	1 x 660 + 3 x 655
9	10 x 210	1 x 285 + 9 x 260	7 x 300	7 x 375	1 x 200 + 5 x 380 (2)	1 x 250 + 5 x 475 (2)
12	1 x 180 + 12 x 160	1 x 225 + 12 x 200	1 x 260 + 8 x 230	1 x 305 + 8 x 290	7 x 300	7 x 375
15	1 x 150 + 15 x 130	1 x 150 + 15 x 165	1 x 200 + 10 x 190	1 x 225 + 10 x 240	1 x 140 + 8 x 245 (2)	1 x 225 + 8 x 300 (2)

(1) a cada 15 minutos

(2) segunda adição 15 minutos após a primeira

O número total de reatores que foram simulados correspondem a $12 \times 2 = 24$, que foram executados em quatro grupos de seis reatores em paralelo.

O lodo ativado que foi utilizado foi coletado na instalação do STAR-JF, dos tanques de aeração, após um período de sedimentação de 1,5 horas, trazido à Campinas e mantido sob refrigeração para uso em dia subsequente, evitando-se sua deterioração.

Foram caracterizados qualitativamente as amostras de substrato afluente e sobrenadantes coletados após período constante de sedimentação igual a 1,5 horas em todos reatores, além das determinações de SS (totais, fixos e voláteis) do lodo ativado que foi utilizado em cada batelada. As análises foram realizadas no laboratório de Hidráulica e Saneamento da FEC de acordo com o STANDARD METHODS (1992) e NOUR (1994).

5 RESULTADOS: APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO

O trabalho experimental consistiu de diversas visitas às instalações em escala real do STAR-JF para coleta de informações quanto ao funcionamento do sistema e coleta de amostras para caracterização qualitativa como treinamento prévio das técnicas laboratoriais que foram empregadas durante a realização dos ensaios propostos.

Como o trabalho foi desenvolvido conjuntamente com o estudo experimental de YAMASSAKI (1996) e, em função da indisponibilidade de instalações laboratoriais que permitissem o desenvolvimento paralelo de ambos estudos a viabilização da fase experimental só foi possível ser executada a partir do mês de maio/96.

Em visita ao STAR-JF realizada em 28/05/96 foram coletados amostras do efluente industrial tratado físico-quimicamente para uso como substrato dos reatores a serem ensaiados e lodo dos tanques de aeração em funcionamento do STAR-JF, estando, assim, perfeitamente adaptado ao tratamento do despejo líquido a que seria submetido nas instalações laboratoriais.

Ambas as amostras foram trazidas para as instalações do laboratório de Saneamento, DHS-FEC, onde foram submetidas à refrigeração para preservação e

uso em dias subsequentes, e cujas análises para caracterização qualitativa resultam nos valores registrados nas Tabelas 5.1 e 5.2, fornecidas a seguir.

Tabela 5.1 - Caracterização qualitativa da amostra de substrato utilizado para alimentação dos reatores ensaiados.

SST (mg/L) = 4	STV (mg/L) = 407
SSF (mg/L) = 3	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 179
SSV (mg/L) = 1	pH = 7,0
ST (mg/L) = 1038	Temp. (°C) = 21
STF (mg/L) = 631	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 584

Tabela 5.2 - Caracterização qualitativa da amostra de lodos ativados utilizada nos reatores ensaiados.

SST (mg/L) = 6240
SSF (mg/L) = 740
SSV (mg/L) = 5500

A instalação experimental foi montada conforme descrito na metodologia, sendo composta de seis reatores de lodos ativados tipo batelada, conforme ilustra a fotografia da Figura 5.1.

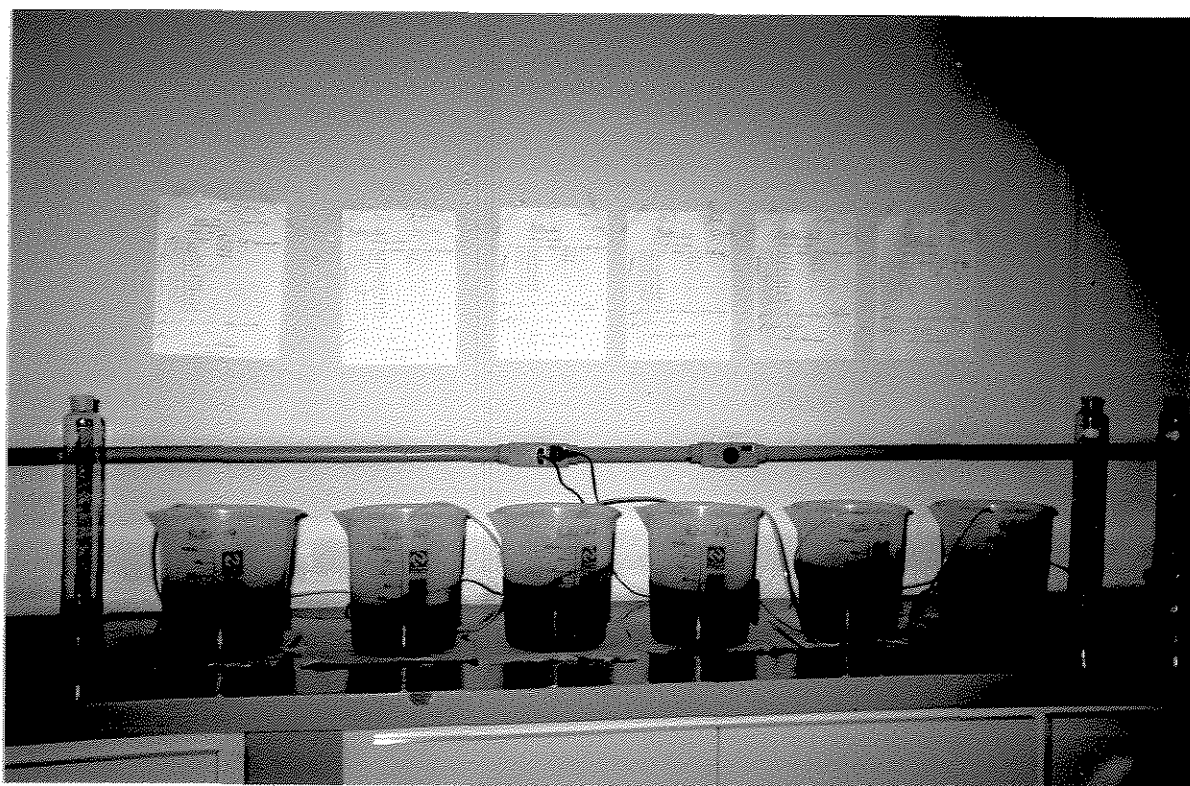


Figura 5.1 - Fotografia dos seis reatores de lodos ativados tipo batelada, caracterizados por bequeres de 4 litros graduados e respectivos dispositivos de aeração (sopradores de aquário).

Conforme programação de ensaios prevista nas Tabelas 4.4 e 4.5, foram realizados 24 ensaios, cada um correspondendo a operação de um reator simulando situações diferentes de projeto e operação para uma instalação em escala real que fosse ser incubida de tratar o despejo líquido da referida indústria.

A ordem de execução dos ensaios deu-se conforme seqüência da esquerda para a direita e de cima para baixo, nas condições representadas na Tabela 4.5, perfazendo-se um total de seis reatores concomitantemente. Assim, na primeira bateria de reatores, foram investigados os tempos de ciclo de 3 e 6 horas de duração, simulando-se nos reatores 1, 2, 5 e 6 a existência de 4 tanques de aeração em um sistema em escala real e, nos reatores 3 e 4, 3 tanques de aeração em um sistema em escala real. Ainda, nos reatores ímpares, uma fração de 40 % do volume do mesmo sendo destinada para armazenamento de lodo e, nos reatores pares, 25 %.

Os resultados de tais ensaios foram avaliados pelas coletas e caracterizações do sobrenadante e do lodo sedimentado, cujo resultado são apresentados nas Tabelas 5.3 a 5.26.

Tabela 5.3 - Ensaio n^o 1 - Simulação de TC = 3 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 525 mL	0
	adição de 525 mL	0,25	en
	adição de 525 mL	0,50	chi
			men
			to
Fim do Enchimento	adição de 525 mL	0,75
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		1,00
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		2,50
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	32	11.380	DBO ₅ diss. (mg O ₂ /L) = 17
SSF	5	1.430	EFIC. (% rem. de DBO ₅ diss.) = 90
SSV	27	9.950	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 265
ST	962	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 55
STF	650	---	Temp. (°C) = 21
STV	312	---	pH = 7,0

Tabela 5.4 - Ensaio n^o 2. Simulação de TC = 3 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator “V _r ” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/4 = 875 mL	Volume útil do reator “V _u ” = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 660 mL	0
	adição de 655 mL	0,25	en
	adição de 655 mL	0,50	chi
			men
			to
Fim do Enchimento	adição de 655 mL	0,75
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		1,00
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		2,50
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	28	10200	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 94
SSF	0	1330	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 47
SSV	28	8870	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 274
ST	923	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 53
STF	658	---	Temp. (°C) = 21
STV	265	---	pH = 7,0

Tabela 5.5 - Ensaio n^o 3. Simulação de TC = 6 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 420 mL	0
	adição de 420 mL	0,50	en
	adição de 420 mL	1,00	chi
	adição de 420 mL	1,50	men
			to
Fim do Enchimento	adição de 420 mL	2,00
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		3,17
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		4,67
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	30	8550	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 6
SSF	5	1060	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 97
SSV	25	7490	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 78
ST	1096	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 87
STF	661	---	Temp. (°C) = 21
STV	435	---	pH = 7,0

Tabela 5.6 - Ensaio n^o 4. Simulação de TC = 6 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/4 = 875 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 525 mL	0
	adição de 525 mL	0,50	en
	adição de 525 mL	1,00	chi
	adição de 525 mL	1,50	men
			to
Fim do Enchimento	adição de 525mL	2,00
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		3,17
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		4,67
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	32	10130	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 72
SSF	6	1260	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 60
SSV	26	8870	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 164
ST	896	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 72
STF	670	---	Temp. (°C) = 22
STV	226	---	pH = 7,1

Tabela 5.7 - Ensaio n^o 5 Simulação de TC = 6 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 525 mL	0
	adição de 525 mL	0,50	en
	adição de 525 mL	1,00	chi
			men
			to
Fim do Enchimento	adição de 525mL	1,50
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		3,50
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		5,00
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	33	10360	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 21
SSF	6	1280	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 88
SSV	27	9080	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 63
ST	973	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 89
STF	658	---	Temp. (°C) = 22
STV	315	---	pH = 7,1

Tabela 5.8 - Ensaio n^o 6. Simulação de TC = 6 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/4 = 875 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 660 mL	0
	adição de 655 mL	0,50	en
	adição de 655 mL	1,00	chi
			men
			to
Fim do Enchimento	adição de 655 mL	1,50
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		3,50
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		5,00
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	34	8330	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 23
SSF	4	1010	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 87
SSV	30	7320	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 88
ST	1230	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 85
STF	740	---	Temp. (°C) = 21
STV	490	---	pH = 7,0

Tabela 5.9 - Ensaio n^o 7. Simulação de TC = 9 horas e de N = 2 tanques

Volume do reator “Vr” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator “Vu” = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 210 mL	0
	adição de 210 mL	0,50	
	adição de 210 mL	1,00	en
	adição de 210 mL	1,50	chi
	adição de 210 mL	2,00	
	adição de 210 mL	2,50	men
	adição de 210 mL	3,00	
	adição de 210 mL	3,50	to
	adição de 210 mL	4,00	
Fim do Enchimento	adição de 210 mL	4,50
			rea ção
Início da Sedimentação.....		4,50
			sedimen tação
Início do Descarte.....		6,00
			descar tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	273	8400	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 7
SSF	34	1030	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 96
SSV	239	7370	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 47
ST	919	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 92
STF	602	---	Temp. (°C) = 21
STV	317	---	pH = 7,1

Tabela 5.10 - Ensaio n^o 8. Simulação de TC = 9 horas e de N = 2 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/4 = 875 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 285 mL	0
	adição de 260 mL	0,50	
	adição de 260 mL	1,00	en
	adição de 260 mL	1,50	
	adição de 260 mL	2,00	chi
	adição de 260 mL	2,50	
	adição de 260 mL	3,00	men
	adição de 260 mL	3,50	
	adição de 260 mL	4,00	to
Fim do Enchimento	adição de 260 mL	4,50
Início da Sedimentação.....		4,50	rea ção
Início do Descarte.....		6,00
			sedimen tação
		
			descar tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	14	7140	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = -
SSF	4	880	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) =
SSV	10	6260	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 39
ST	660	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 93
STF	579	---	Temp. (°C) = 20
STV	81	---	pH = 7,0

Tabela 5.11 - Ensaio n^o 9. Simulação de TC = 9 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator “V _r ” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator “V _u ” = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 300 mL	0
	adição de 300 mL	50	en
	adição de 300 mL	1,00	chi
	adição de 300 mL	1,50	men
	adição de 300 mL	2,00	to
	adição de 300 mL	2,50
Fim do Enchimento	adição de 300 mL	3,00	rea
			ção
Início da Sedimentação.....		5,50
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		7,00
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	15	12850	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 1
SSF	6	1600	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 99
SSV	9	11250	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 34
ST	801	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 94
STF	645	---	Temp. (°C) = 20
STV	156	---	pH = 7,0

Tabela 5.12 - Ensaio n^o 10. Simulação de TC = 9 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator "V _r "		Fração do lodo "FL" :	Volume útil do reator
3500 mL		1/4 = 875 mL	"V _u " = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 375 mL	0
	adição de 375 mL	0,50	en
	adição de 375 mL	1,00	chi
	adição de 375 mL	1,50	men
	adição de 375 mL	2,00	to
	adição de 375 mL	2,50	
Fim do Enchimento	adição de 375 mL	3,00
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		5,50
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		7,00
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	14	9200	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 5
SSF	4	1130	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 97
SSV	10	8070	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 32
ST	757	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 94
STF	605	---	Temp. (°C) = 20
STV	152	---	pH = 7,1

Tabela 5.13 - Ensaio n^o 11. Simulação de TC = 9 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 200 mL	0
	adição de 380 mL	0,25	en
	adição de 380 mL	0,75	chi
	adição de 380 mL	1,25	men
	adição de 380 mL	1,75	to
Fim do Enchimento	adição de 380 mL	2,25
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		6,00
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		7,50
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	12	10250	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 3
SSF	3	1260	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	9	8990	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 12
ST	659	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 98
STF	588	---	Temp. (°C) = 20
STV	71	---	pH = 7,0

Tabela 5.14- Ensaio n^o 12. Simulação de TC = 9 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator “Vr” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/4 % = 875 mL	Volume útil do reator “Vu” = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 250 mL	0
	adição de 475 mL	0,25	en
	adição de 475 mL	0,75	chi
	adição de 475 mL	1,25	men
	adição de 475 mL	1,75	to
Fim do Enchimento	adição de 475 mL	2,25
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		6,00
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		7,50
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	15	11030	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 4
SSF	7	1330	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	8	9700	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 20
ST	776	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 96
STF	632	---	Temp. (°C) = 20
STV	144	---	pH = 7,1

Tabela 5.15 Ensaio n^o 13. Simulação de TC = 12 horas e de N = 2 tanques

Volume do reator “Vr” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/2,5% = 1400 mL	Volume útil do reator “Vu” = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 180 mL	0
	adição de 160 mL	0,50	
	adição de 160 mL	1,00	
	adição de 160 mL	1,50	en
	adição de 160 mL	2,00	
	adição de 160 mL	2,50	chi
	adição de 160 mL	3,00	
	adição de 160 mL	3,50	men
	adição de 160 mL	4,00	
	adição de 160 mL	4,50	to
	adição de 160 mL	5,00	
	adição de 160 mL	5,50	
	adição de 160 mL	6,00
Fim do Enchimento			
Início da Sedimentação.....		6,50	rea ção
Início do Descarte.....		8,00	sedimen tação
			descar tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	7	8480	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 1
SSF	3	1020	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 99
SSV	4	7460	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 59
ST	770	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 90
STF	628	---	Temp. (°C) = 19
STV	142	---	pH = 7,0

Tabela 5.16 - Ensaio n^o 14. Simulação de TC = 12 horas e de N = 2 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/4 = 875 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 225 mL	0
	adição de 200 mL	0,50	
	adição de 200 mL	1,00	
	adição de 200 mL	1,50	en
	adição de 200 mL	2,00	
	adição de 200 mL	2,50	chi
	adição de 200 mL	3,00	
	adição de 200 mL	3,50	men
	adição de 200 mL	4,00	
	adição de 200 mL	4,50	to
	adição de 200 mL	5,00	
	adição de 200 mL	5,50	
Fim do Enchimento	adição de 200 mL	6,00
			rea
Início da Sedimentação.....		6,50	ção
Início do Descarte.....		8,00
			sedimen
			tação
		
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	9	5350	DBO ₅ diss. (mg O ₂ /L) = 6
SSF	3	610	EFIC. (% rem. de DBO ₅ diss) = 97
SSV	6	4740	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 44
ST	921	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 92
STF	640	---	Temp. (°C) = 19
STV	281	---	pH = 7,1

Tabela 5.17 - Ensaio n^o 15. Simulação de TC = 12 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator “V _r ” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator “V _u ” = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 260 mL	0
	adição de 230 mL	0,50	
	adição de 230 mL	1,00	en
	adição de 230 mL	1,50	
	adição de 230 mL	2,00	chi
	adição de 230 mL	2,50	
	adição de 230 mL	3,00	men
	adição de 230 mL	3,50	
Fim do Enchimento	adição de 230 mL	4,00	to
		
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		7,83
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		9,33
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	12	7570	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 10
SSF	3	860	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 94
SSV	9	6710	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 49
ST	693	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 92
STF	645	---	Temp. (°C) = 19
STV	48	---	pH = 7,1

Tabela 5.18 Ensaio n^o 16. Simulação de TC = 12 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator "Vr"		Fração do lodo "FL" :	Volume útil do reator
3500 mL		1/4 % = 875 mL	"Vu" = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 305 mL	0
	adição de 290 mL	0,50	
	adição de 290 mL	1,00	en
	adição de 290 mL	1,50	chi
	adição de 290 mL	2,00	
	adição de 290 mL	2,50	men
	adição de 290 mL	3,00	
	adição de 290 mL	3,50	to
Fim do Enchimento	adição de 290 mL	4,00
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		7,83
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		9,33
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	13	7300	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 4
SSF	3	840	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	10	6460	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 48
ST	702	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 92
STF	639	---	Temp. (°C) = 20
STV	63	---	pH = 7,0

Tabela 5.19 - Ensaio n^o 17. Simulação de TC = 12 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator “V _r ” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/2,5 % = 1400 mL	Volume útil do reator “V _u ” = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 300 mL	0
	adição de 300 mL	0,50	en
	adição de 300 mL	1,00	chi
	adição de 300 mL	1,50	
	adição de 300 mL	2,00	men
	adição de 300 mL	2,50	to
Fim do Enchimento	adição de 300 mL	3,00
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		8,50
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		10,00
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	10	8500	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 9
SSF	1	980	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 95
SSV	9	7520	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 48
ST	1064	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 92
STF	582	---	Temp. (°C) = 19
STV	482	---	pH = 7,0

Tabela 5.20 - Ensaio nº 18. Simulação de TC = 12 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator "Vr"		Fração do lodo "FL" :	Volume útil do reator
3500 mL		1/4 = 875 mL	"Vu" = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 375 mL	0
	adição de 375 mL	0,50	en
	adição de 375 mL	1,00	chi
	adição de 375 mL	1,50	men
	adição de 375 mL	2,00	to
	adição de 375 mL	2,50
Fim do Enchimento	adição de 375 mL	3,00	rea
			ção
Início da Sedimentação.....		8,50
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		10,00
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	14	9090	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 3
SSF	4	1020	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	10	8070	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 22
ST	701	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 96
STF	640	---	Temp. (°C) = 20
STV	61	---	pH = 7,0

Tabela 5.21 - Ensaio nº 19. Simulação de TC = 15 horas e de N = 2 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/2,5 = 1400 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 150 mL	0
	adição de 130 mL	0,50	
	adição de 130 mL	1,00	
	adição de 130 mL	1,50	
	adição de 130 mL	2,00	en
	adição de 130 mL	2,50	
	adição de 130 mL	3,00	chi
	adição de 130 mL	3,50	
	adição de 130 mL	4,00	men
	adição de 130 mL	4,50	
	adição de 130 mL	5,00	to
	adição de 130 mL	5,50	
	adição de 130 mL	6,00	
	adição de 130 mL	6,50	
	adição de 130 mL	7,00	
Fim do Enchimento	adição de 130 mL	7,50
			rea ção
Início da Sedimentação.....		9,00
			sedimen tação
Início do Descarte.....		10,50
			descar tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	23	12920	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 3
SSF	4	1670	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	19	11250	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 40
ST	775	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 93
STF	597	---	Temp. (°C) = 21
STV	178	---	pH = 7,1

Tabela 5.22- Ensaio n^o 20. Simulação de TC = 15 horas e de N = 2 tanques

Volume do reator “V _r ” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/4 = 875 mL	Volume útil do reator “V _u ” = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 150 mL	0
	adição de 165 mL	0,50	
	adição de 165 mL	1,00	
	adição de 165 mL	1,50	
	adição de 165 mL	2,00	
	adição de 165 mL	2,50	en
	adição de 165 mL	3,00	
	adição de 165 mL	3,50	chi
	adição de 165 mL	4,00	
	adição de 165 mL	4,50	men
	adição de 165 mL	5,00	
	adição de 165 mL	5,50	to
	adição de 165 mL	6,00	
	adição de 165 mL	6,50	
	adição de 165 mL	7,00	
Fim do Enchimento	adição de 165 mL	7,50
Início da Sedimentação.....		9,00	rea ção
Início do Descarte.....		10,50
			sedimen tação
		
			descar tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	22	13700	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 3
SSF	3	1660	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	19	12040	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 57
ST	772	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 90
STF	616	---	Temp. (°C) = 20
STV	156	---	pH = 7,1

Tabela 5.23 - Ensaio nº 21. Simulação de TC = 15 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/2,5 = 2100 mL	Volume útil do reator "Vu" = 3500 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 200 mL	0
	adição de 190 mL	0,50	
	adição de 190 mL	1,00	
	adição de 190 mL	1,50	
	adição de 190 mL	2,00	en
	adição de 190 mL	2,50	chi
	adição de 190 mL	3,00	men
	adição de 190 mL	3,50	to
	adição de 190 mL	4,00	
	adição de 190 mL	4,50	
Fim do Enchimento	adição de 190 mL	5,00
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		10,17
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		11,67
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	32	11930	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 3
SSF	1	1490	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	31	10440	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 53
ST	726	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 91
STF	610	---	Temp. (°C) = 20
STV	116	---	pH = 7,0

Tabela 5.24 - Ensaio n^o 22. Simulação de TC = 15 horas e de N = 3 tanques

Volume do reator "Vr" 3500 mL		Fração do lodo "FL" : 1/4 = 875 mL	Volume útil do reator "Vu" = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 225 mL	0
	adição de 240 mL	0,50	
	adição de 240 mL	1,00	
	adição de 240 mL	1,50	
	adição de 240 mL	2,00	en
	adição de 240 mL	2,50	
	adição de 240 mL	3,00	chi
	adição de 240 mL	3,50	
	adição de 240 mL	4,00	men
	adição de 240 mL	4,50	
	adição de 240 mL	5,00	to
Fim do Enchimento	adição de 240 mL	
			rea
Início da Sedimentação.....		10,17	ção
Início do Descarte.....		11,67
			sedimen
			tação
		
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	31	13010	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 2
SSF	7	1590	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 99
SSV	24	11420	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 42
ST	726	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 93
STF	594	---	Temp. (°C) = 20
STV	132	---	pH = 7,0

Tabela 5.25 - Ensaio n^o 23. Simulação de TC = 15 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator "V _r "		Fração do lodo "FL" :	Volume útil do reator
3500 mL		1/2,5 = 1400 mL	"V _u " = 2100 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 140 mL	0
	adição de 245 mL	0,25	
	adição de 245 mL	0,75	en
	adição de 245 mL	1,25	chi
	adição de 245 mL	1,75	
	adição de 245 mL	2,25	men
	adição de 245 mL	2,75	
	adição de 245 mL	3,25	to
Fim do Enchimento	adição de 245 mL	3,75
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		11,00
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		12,50
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	29	12010	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 8
SSF	5	1560	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 96
SSV	24	10450	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 32
ST	788	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 95
STF	591	---	Temp. (°C) = 21
STV	197	---	pH = 7,0

Tabela 5.26 - Reator 24. Simulação de TC = 15 horas e de N = 4 tanques

Volume do reator “V _r ” 3500 mL		Fração do lodo “FL” : 1/4 % = 875 mL	Volume útil do reator “V _u ” = 2625 mL
Atividades		Tempo (Horas)	Fases Operacionais
Início do Enchimento	adição de 225 mL	0
	adição de 300 mL	0,25	en
	adição de 300 mL	0,75	
	adição de 300 mL	1,25	chi
	adição de 300 mL	1,75	
	adição de 300 mL	2,25	men
	adição de 300 mL	2,75	
	adição de 300 mL	3,25	to
Fim do Enchimento	adição de 300 mL	3,75
			rea
			ção
Início da Sedimentação.....		11,00
			sedimen
			tação
Início do Descarte.....		12,50
			descar
			tes

Sólidos (mg/L)	Sobrena- dante	Lodo Se- dimentado	Desempenho do Reator
SST	20	12700	DBO _{5 diss.} (mg O ₂ /L) = 4
SSF	4	1600	EFIC. (% rem. de DBO _{5 diss.}) = 98
SSV	16	11100	DQO _{diss.} (mg O ₂ /L) = 36
ST	863	---	EFIC. (% rem. de DQO _{diss.}) = 94
STF	609	---	Temp. (°C) = 21
STV	254	---	pH = 7,0

Analisando os resultados obtidos, verifica-se a grande potencialidade de uso de reatores biológicos tipos lodos ativados por batelada para o tratamento de efluentes líquidos, principalmente sob o aspecto dos baixos tempos necessários para a assimilação da matéria orgânica disponível, garantindo-se as exigências fixadas pela Legislação Ambiental vigente (CETESB,1991). Para o despejo em questão, a meta atual de remoção de 80 % da carga orgânica avaliada em termos de DBO_5 diss. foi obtida com períodos de enchimento com aeração e reação, somados de 1 hora apenas, desde que preserve-se teores elevados de SSV no interior dos reatores, o que foi conseguido quando 40 % do volume total dos reatores destinou-se ao armazenamento do lodo após a sedimentação.

Nessa situação, a média de SSV registrada para os 12 reatores submetidos a essa condição, forneceu valores de, aproximadamente, 9000 mg/L após a fase de sedimentação, que garantiriam um teor de SSV, após enchimento na batelada seguinte, de, aproximadamente, 3600 mg/L.

Como era esperado, para teores menores de SSV, utilizando-se 25 % do volume dos reatores para armazenamento de lodo após a sedimentação, houve a necessidade de períodos de enchimento com aeração e reação superiores a 3,5 horas, para garantia da mesma eficiência, a eficiência registrada no ensaio nº 2, cuja soma de ambos os períodos foi de apenas 1 hora.

Nessa outra situação, a média de SSV registrada para os 12 reatores forneceu valores de, aproximadamente, 8580 mg/L após a fase de sedimentação, garantindo um teor de SSV, após o enchimento na batelada seguinte, da ordem de 2145 mg/L.

Toda a discussão é válida também, quando focado o parâmetro $DQO_{diss.}$, cujas eficiências de remoção aproximaram-se ou ultrapassaram o valor de 90 % para períodos de enchimento e reação superior a 3,5 horas.

Outro resultado interessante constitui-se na alta porcentagem de SSV presentes no lodo dos reatores em relação aos SST medidos. A faixa de variação foi de 87 a 89%, registrando uma média de 87,8 %, superior à mencionada como bom na literatura, correspondente a 80 % (METCALF e EDDY, 1991).

Apesar de terem sofrido acréscimo em relação ao afluente dos reatores (lembra-se aqui que este originou-se do sobrenadante de reatores intermitentes de tratamento físico-químico após coagulação, floculação e sedimentação executado nas instalações do STAR-JF), o teor de SST do sobrenadante ficou entre 7 e 34 mg/L (com um único resultado discrepante no ensaio nº 7, cujo valor de 273 mg/L, provocado por erro analítico ou problemas de coleta da amostra), faixa de boa correlação com os valores mencionados por DENIS e IRVINE (1979), NG et al (1993) e IRVINE et alli. (1983).

Abordando-se, agora, o aspecto relacionado à modelagem matemática proposta e a conseqüente metodologia para execução de estudo de tratabilidade em reatores de lodos ativados por batelada em escala laboratorial, prévios à concepção de sistemas desse tipo a serem empregados em escala real, é fácil verificar a utilidade de tais “ferramentas”, mesmo que para o estudo experimental desenvolvido, os resultados não tenham sido tão esclarecedores quanto o esperado.

Sendo técnica pioneira e, afortunadamente, pelo pequeno período disponível para a realização do estudo experimental, não foi possível testá-la

suficientemente, o que deveria ser feito em trabalho futuros, investigando-se tempos de ciclos menos espaçados entre si, valores de frações de lodo (FL) alternativas às utilizadas, como por exemplo 1/3 e, até 1/5, e, despejos líquidos com carga orgânica mais elevada, que, provavelmente originariam resultados de eficiências de remoção de DBO_5 e DQO de maior discrepância.

Para facilitar a visualização dos resultados de eficiência de remoção de $\text{DBO}_{5\text{diss.}}$ e $\text{DQO}_{\text{diss.}}$ em função do número de reatores da bateria, tempo total de um ciclo de tratamento e fração de lodo adotada, foram executadas as Figuras 5.2 a 5.5.

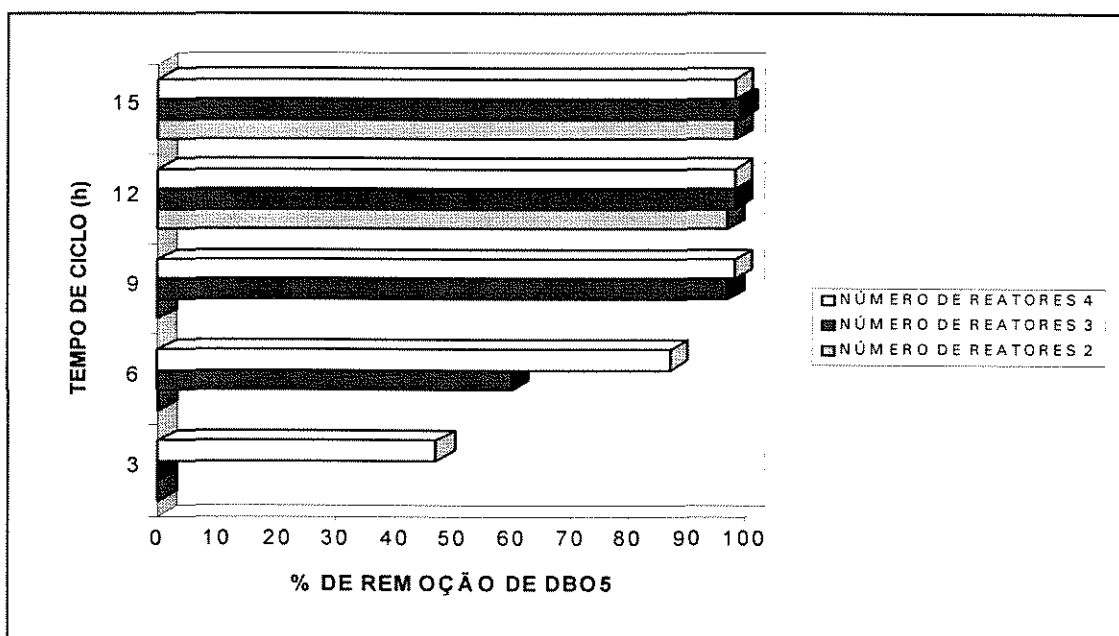


Figura 5.2 - Variação da eficiência de remoção de $\text{DBO}_{5\text{diss.}}$ em função do período total de um ciclo completo e do número de reatores da bateria para uma $\text{FL} = 0,25$.

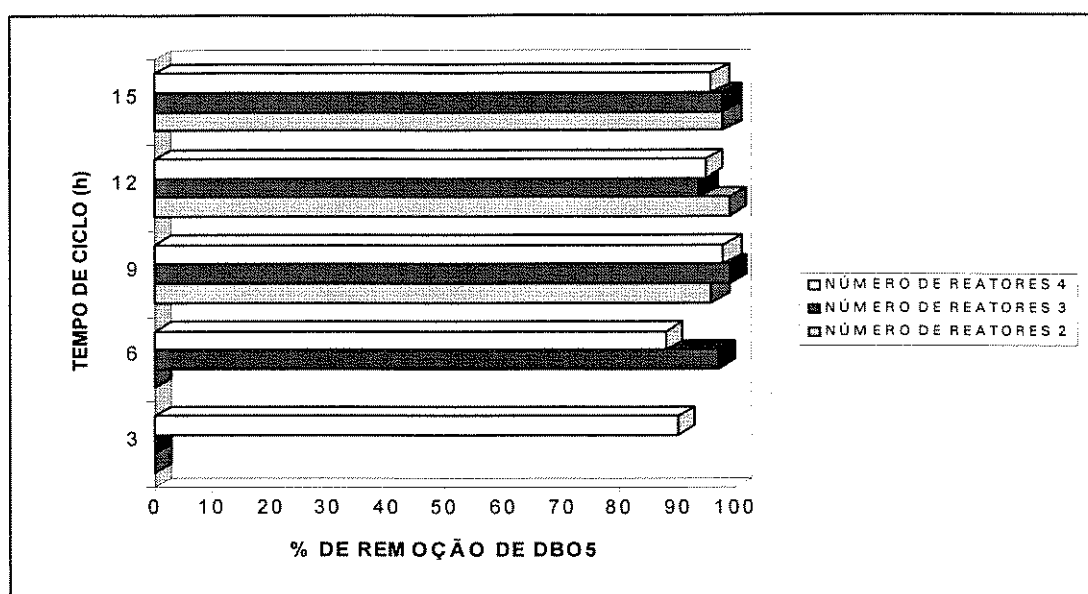


Figura 5.3 - Variação da eficiência de remoção de $\text{DBO}_{5 \text{ diss.}}$ em função do período total de um ciclo completo e do número de reatores da bateria para uma $\text{FL} = 0,40$.

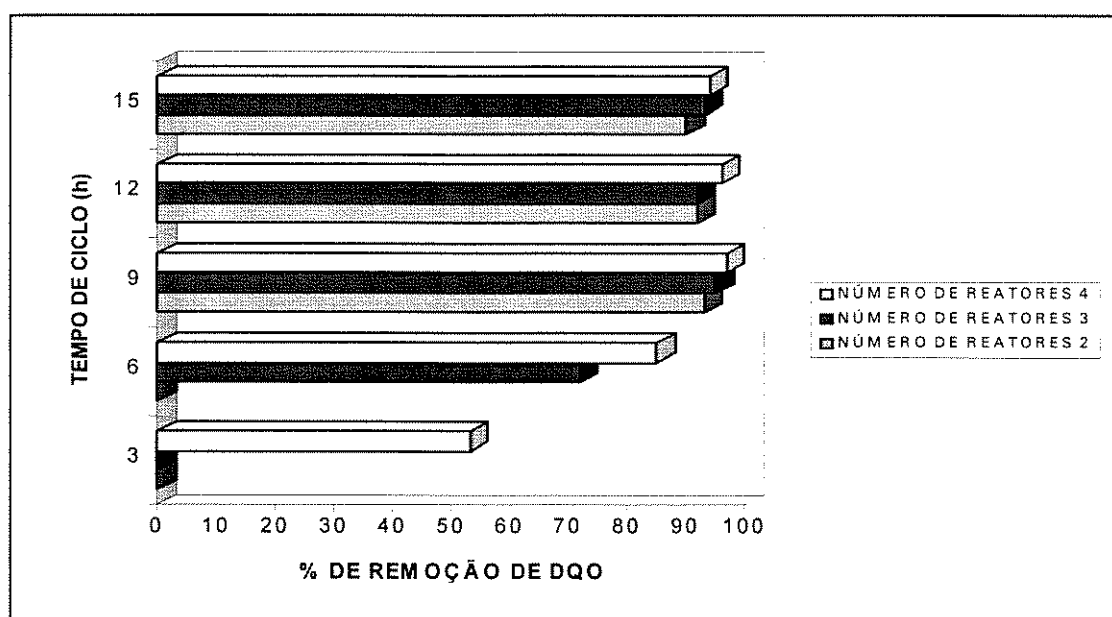


Figura 5.4- Variação da eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{diss.}}$ em função do período total de um ciclo completo e do número de reatores da bateria para uma $\text{FL} = 0,25$

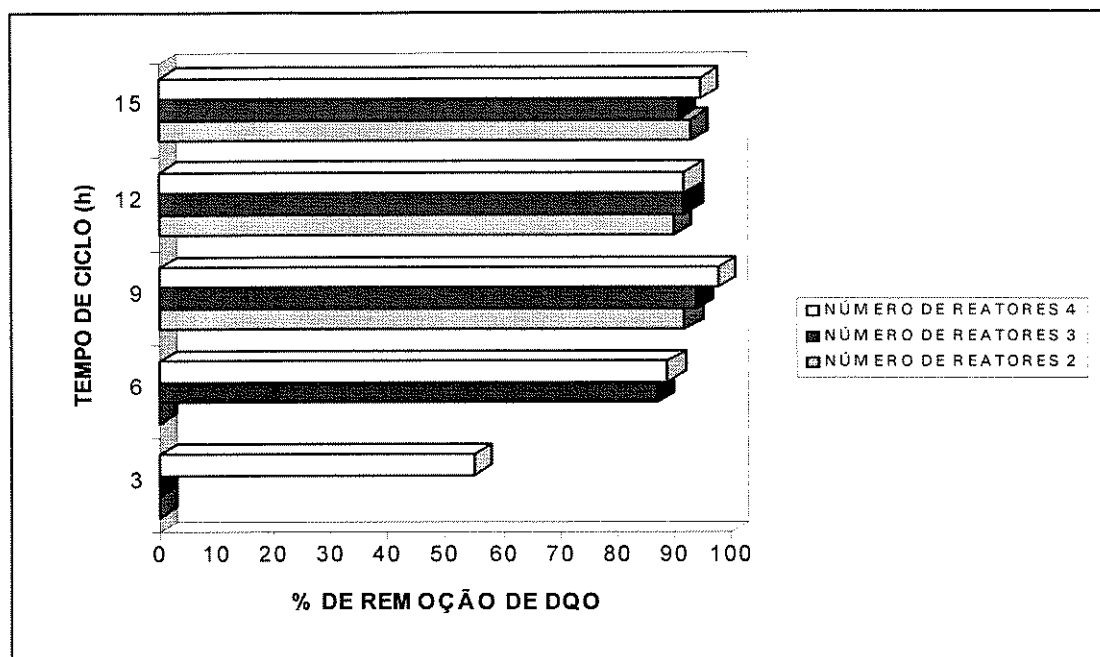


Figura 5.5- Variação da eficiência de remoção de $DQO_{diss.}$ em função do período total de um ciclo completo e do número de reatores da bateria para uma $FL = 0,40$.

Analisando-se as situações impostas pelos resultados dos ensaios de laboratório e equacionamento proposto, podem-se discutir os seguintes aspectos:

Nas condições pré-estabelecidas ($T_{sN} = 1,5$ horas; $T_{pN} = 0$ e $T_{dN} = T_{eN} / 1,5$) e valores de FL adotados (40 e 25%) qualquer que fosse a vazão média afluyente ($\overline{Q_e}$) a um sistema de tratamento dos efluente líquidos utilizados que utilizassem a tecnologia de reatores de lodos ativados por batelada, não seria possível o uso de tempos de ciclo (T_c) iguais a 3 horas, a não ser que a instalação fosse

provida de 4 ou mais tanques de aeração. Essa afirmação foi comparada matematicamente pelo equacionamento proposto e, mesmo o uso de 4 reatores não resultariam em eficiências adequadas (considerando-se remoções de $\text{DBO}_{5\text{diss.}}$ e $\text{DQO}_{\text{diss.}}$ acima de 80 %) conforme resultados apresentados nas Figuras 5.2, 5.4 e 5.5.

Descartando-se o tempo de ciclo de 3 horas, já que o uso de mais de quatro reatores, além da elevação dos custos inerentes às obras e instalações tornariam complexas as tarefas operacionais do sistema, podemos analisar o valor seguinte, adotado como 6 horas. Nessa situação, verifica-se a impossibilidade matemática do uso de 2 reatores, e, experimentalmente, a possibilidade de uso de 3 reatores caso fosse utilizada uma fração de lodo correspondente a 25 % do volume do reator. Desta forma, as soluções possíveis para essa situação seriam:

- a) Adoção de 3 reatores com $\text{FL} = 40 \%$, cujas eficiências de remoção resultaram em 97 % ($\text{DBO}_{5\text{diss.}}$) e 87% ($\text{DQO}_{\text{diss.}}$);
- b) Adoção de 4 reatores com $\text{FL} = 25 \%$, cujas eficiências de remoção resultam em 87 % ($\text{DBO}_{5\text{diss.}}$) e 85 ($\text{DQO}_{\text{diss.}}$);
- c) Adoção de 4 reatores com $\text{FL} = 40 \%$, cujas eficiências de remoção resultam em 88 % ($\text{DBO}_{5\text{diss.}}$) e 89 ($\text{DQO}_{\text{diss.}}$);

Das três possibilidades acima, já que a decisão técnica não é tão evidente, façamos um exemplo prático:

Para uma instalação cuja vazão média afluente fosse, por exemplo, igual a $30 \text{ m}^3/\text{h}$, ter-se-ia, pelo uso da equação 3.6 e cada uma das alternativas:

- Para a solução “a”: 3 reatores com volume de 100 m^3 cada;
- Para a solução “b”: 4 reatores com volume de 60 m^3 cada;
- Para a solução “c”: 4 reatores com volume de 75 m^3 cada;

Dessas três soluções, fica evidente a eliminação da alternativa “c” pelo maior custo de implantação, restando a análise econômica complementar para decisão entre as alternativas “a” e “b”.

O uso de 2 reatores também seria possível, desde que adotado o tempo de ciclo de 9 horas ou mais, que, no caso do exemplo prático resultariam em reatores de volumes muito elevados: $2 \times 180 \text{ m}^3$, para $FL = 25 \%$ e $2 \times 225 \text{ m}^3$, para $FL = 40\%$, no mínimo.

Das alternativas restantes “a” e “b” opta-se pela primeira em função dos maiores valores de eficiência de remoção de $\text{DBO}_{5 \text{ diss.}}$ e $\text{DQO}_{\text{diss.}}$ obtidos.

Pelo dados e discussões anteriores, torna-se clara a utilidade do equacionamento e metodologia propostos, que, quando utilizadas conjuntamente permitam o dimensionamento racional para a solução ideal de concepção de sistemas de tratamento de efluentes líquidos pela tecnologia de reatores biológicos de lodos ativados por batelada.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados do estudo experimental desenvolvido, pode-se concluir que:

- a) O modelo matemático apresentado correlaciona parâmetros de fundamental importância ao projeto e operação de sistemas de tratamento de águas residuárias e Municipais que utilizem reatores de lodos ativados por batelada, permitindo a abordagem segura e simples dos mesmos, quais sejam: volume total e volume útil de cada reator, número de reatores e períodos de enchimento, reação e total de ciclo completo;
- b) A metodologia proposta para a realização de estudos de tratabilidade prévios à concepção de sistemas que empreguem o uso de reatores LAB é ferramenta útil para a determinação das condições operacionais necessárias a obtenção da eficiência desejada, ao mesmo tempo que estabelece condições para a implantação do sistema com o mínimo custo;

- c) É grande a potencialidade de uso de reatores biológicos LAB para o tratamento de efluentes líquidos, principalmente sob o aspecto dos baixos tempos necessários para a assimilação da matéria orgânica disponível, quando comparado com as tecnologias convencionais de lodos ativados;
- d) Para o despejo líquido utilizado, após um período de sedimentação de 1,5 horas, a concentração média do lodo adensado, medida em termos de SSV variou entre 8580 e 9000 mg/L, respectivamente para valores da fração de lodo (FL) correspondentes a 25 e 40 %, respectivamente, e a relação SSV/SST variou entre 87 e 89 %, nos ensaios realizados;
- e) Os sobrenadantes produzidos por reatores LAB apresentaram excelentes resultados de clarificação, tendo sido obtidos, para as condições de desenvolvimento do estudo experimental, valores de SST variando entre 7 e 34 mg/L, satisfazendo a Legislação estrangeira;
- f) Os valores das eficiências de remoção da carga orgânica presente no afluente dos reatores, medida em termos de $DBO_{5diss.}$ e $DQO_{diss.}$, aumentam com os tempos de ciclo e número de reatores, tendendo a estabilizar-se em patamares próximos a 95 %;
- g) É possível anular-se o período de reação sem prejuízo da qualidade do efluente produzido, desde que o período de enchimento seja executado

juntamente com a aeração e superior a 4,5 horas para as condições de execução do estudo experimental realizado,

h) Para o despejo da Johann Faber S/A utilizado em experiência, as condições de minimização da relação custo/benefício seriam obtidas com o uso de 3 reatores, $FL = 40 \%$, $T_c = 6$ horas, $T_e = 2,0$ horas, $T_r = 1,17$ horas, $T_s = 1,5$ horas, $T_d = 1,33$ horas e $T_p = \text{zero}$, estabelecidas no ensaio nº 3; cujas eficiência de remoção de $DBO_{5diss.}$ e $DQO_{diss.}$ foram respectivamente, iguais a 97 % e 87 %.

Com base no trabalho experimental realizado e no potencial de aplicação de reatores de lodos ativados por batelada para o tratamento de efluentes líquidos industriais e sanitários, pode-se recomendar que:

a) A modelagem teórica e operacional proposta por MENDES (1996), seja utilizada em estudos prévios de concepção de sistemas que empreguem este tipo de tecnologia;

b) Que a metodologia proposta seja testada para outros tipos de efluentes líquidos sanitários e industriais, impondo-se períodos de ciclo e frações de

lodo com faixas de variação mais amplas que as utilizadas no presente trabalho de forma a consolidar ou fornecer subsídios para a melhoria da técnica proposta;

c) que o uso de reatores de lodos ativados por batelada seja sempre testada como alternativa viável, econômica e de fácil operação para a solução de controle de poluição ambiental causada pela emissão de águas residuárias sanitárias e industriais lançadas em corpos d'água.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARORA, Madan L., BARTH, Edwin F., UMPHRES, Margaret B. Technology evaluation of sequencing batch reactors. *Journal WPCF* v.57, n. 8, p.867-875, August 1985.
- BATALHA, Ben-Hur Luttembarck. Glossário de engenharia ambiental. Rio de Janeiro. 1987 120 p. CDU: 577.4:801.3.
- BRANCO, Samuel Murgel. *Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária*. 2.ed. São Paulo: Cetesb/ASCetesb, 1978 620 p.
- BRANCO, Samuel Murgel. *Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária*. 3.ed. São Paulo: Cetesb/ASCetesb, 1986 p 66-68, 401-402, 420-451.
- BRANCO, Samuel Murgel et al. *Hidrobiologia ambiental*. Organizado por Rubem La Laina Porto. São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo: Associação Brasileira de Recursos Hídricos, 1991. (coleção ABRH de Recursos Hídricos; v. 3). p. 299-306, 317-320. ISBN 85-314-0043-0.
- CAMPOS, J. R. Alternativas para tratamento. In: *Consórcio intermunicipal das bacias dos rios Piracicaba e Capivari; Alternativas para tratamento de esgotos sanitários*. Americana-SP: Édile, 1990. 73 p.

- CARVALHO, Benjamim de Araujo. Glossário de saneamento e ecologia. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1981. 204 p.
- CETESB. **Legislação Estadual**, Controle da poluição ambiental. Estado de São Paulo Lei número 997 de 31/05/76 , art. 18 p. 12, 1991.
- CHAMBERS, B. Batch operated activated sludge plant for production of high effluent quality at small works. *Water Science Technology*, v.28, nº 10, p. 251-258, 1993.
- CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos, SPERLING, Marcos Von. Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada), 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Natal-RN, v. 2, Tomo I, p.118-129, 1993.
- DE LUCA, Sérgio J., MARQUES, David da Motta, MONTEGGIA, Luís O. Eficiência operacional de reator sequencial em batelada. Campus do Vale/ IPH/ UFRGS, 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Natal-RN, vol. 2, Tomo I p. 440-457, 1993.
- DENNIS, Robert W., IRVINE, Robert L. Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors. *journal WPCF*, v. 51, n.2, p.255-263, february, 1979.
- HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. *Projeto hidráulico do sistema de tratamento das águas residuárias industriais e sanitárias da empresa de Lapis Johann Faber S/A*. São Carlos - S.P. , 41 p., 1991a.
- HIDRON ENGENHARIA S/C LTDA. Relatório de eficiências de início de operação do STAR-FA-II - Lapis Johann Faber S/A (cedrinho). São Carlos - S.P. 20 p., 1991b.

- HOEPKER, E. C., SCHROEDER, E. D., The effect of loading rate on batch activated sludge effluent quality journal WPCF, v.51, n.2, p. 264-273, february, 1979.
- HORAN , N. J. *Biological wastewater systems: theory and operation*. chichester: John Wiley & Sons, England, 1990, p.57-65, 94-106 ISBN 0-471-92258-7, ISBN 0-471-9245-3 (pbk).
- IRVINE, Robert L., BUSCH, Arthur W. Sequencing batch biological reactors - an overview. *Journal WPCF*, v.51, n. 2, p.235-243, February 1979.
- IRVINE, Robert L., et al. Municipal application of sequencing batch treatment *journal WPCF* v.55, n.5 p.484-488, may 1983.
- IRVINE, Robert L., KETCHUM, Lloyd H., ARORA, Madan L., BARTH, Edwin F. An organic loading study of full-scale sequencing batch reactors. *Journal WPCF*. v.57, n.8, p.847-853, August 1985.
- IRVINE, Robert L., MILLER, Gregory, BHAMRAH, Ajit Singh. Sequencing batch treatment of wastewaters in rural areas. *Journal WPCF*. V.51, n.2, p.244-254, February 1979.
- JORDÃO, Eduardo Pacheco, PESSOA, Constantino Arruda. *Tratamento de esgotos domésticos; concepções clássicas de tratamento de esgotos*. São Paulo: Cetesb, v.1, 1975. 544 p.
- LEME, Francisco Paes. *Engenharia do saneamento ambiental*. 2. ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos Editora, S.A., 1984. p.233-246 ISBN 85-216-0342-8.

MENDES , C.G. da Nave. Modelagem matemática para projeto e operação de reatores intermitentes de lodos ativados. *XXV Interamerican Congress of Sanitary Engineering and Environmental Sciences*. (trabalho a ser apresentado em novembro de 1996, México, D.F.

METCALF & EDDY. Tratamiento y depuración de las aguas residuales. Barcelona: McGraw-Hill, 1977.

METCALF & EDDY INC. *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse*. McGraw-Hill: New York, 1979

METCALF & EDDY. *Wastewater Engineering: treatment, disposal, reuse*. 3. ed. New York: McGraw-Hill, 1991, p. 90-93, 364-369, 531-546, 1275-1277. ISBN 0-07-100824-1.

MOTA, S. Noções sobre tratamento de esgotos. In: __ Preservação de recursos hídricos. Rio de Janeiro: ABES, 1988. cap. 8, p. 116-125.

NEMEROW, Nelson Leonard. *Theories and practices of industrial waste treatment*. Reading, Mass.:Addison-Wesley Publishing Company. Inc., 1963. p.103-108.

NG, W. J. *et al*. Efficiency of sequencing batch reactor (SBR) in the removal of selected microorganisms from domestic sewage. *Water Research* v. 27 nº 10,. 1993. p. 1591-1600.

NOUR, E. A. Abdul. Procedimentos de análises físico-químicas e exames microbiológicos para águas de abastecimento e residuárias. Apostila da disciplina EC-817 Laboratório de Saneamento. Faculdade de engenharia civil, Universidade Estadual de Campinas, março 1994 92p.

- OGERA, Rita de Cassia. Remoção de nitrogênio do esgoto sanitário pelo processo de lodo ativado por batelada, Campinas: UNICAMP, 1995, 126 p. Dissertação (mestrado em Engenharia Civil - área de concentração: Recursos Hidricos e Saneamento). Faculdade de engenharia civil, Unicamp, 1995.
- PELCZAR, M. REID, R. CHAN, E.C.S. Microbiologia. 1980. v 1-2.
- RAMALHO, R.S. Introduction to Wastewater Treatment Processes 2^o ed., New York, Academic Press, Inc., 1983, p. 243-247, 270-273.
- SACHS, I., Ecodesenvolvimento; crescer sem destruir. São Paulo: Vértice, 1986. 207 p.
- SANTOS, M. L. F., Influência da estrutura do floco no desempenho de um sistema de lodos ativados, São Carlos: EESC/USP, 1984. p. 150-162. Dissertação de mestrado- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1984.
- STANDART METHODS. For the examination of water and wastewater. 18. ed. Washington: APHA/AWWA/WEF, 1992.
- VAZOLLER, R.F.. GARCIA, M.A.R., Jr GARCIA, A.D. et al. Microbiologia dos lodos ativados, série anuais/CETESB. São Paulo, 1989. p.1-22
- YAMASSAKI, CLAUDIA MAYUMI, Estudo sobre a aplicabilidade da cinética do tratamento biológico a reatores de lodos ativados por batelada, Campinas: UNICAMP, 1996, 184 p. Dissertação (mestrado em Engenharia Civil - área de concentração: Recursos Hidricos e Saneamento). Faculdade de engenharia civil, Unicamp, 1996. tese a ser defendida em 31 de julho de 1996.

ABSTRACT

The use of sequencing batch reactors (SBR) of activated sludge has increased in many countries because of the operational simplicity and the automation possibilities. An operational strategy flexibility allowed nutrients removal (N and P), absorption of volumetric and/or organics load peaks, sludge low production and high efficiency of organics compounds. SBR is more economic for building and operation than conventional activated sludges systems. Nevertheless, the SBR system lacks of mathematical parameters and modes definition. In the present work, a new mathematic model to design and operation of this technology and a methodology to execute pilot investment in laboratory reactors was tested with success. The new method can predict and optimize the follow parameter: a) reactors number in a full scale wastewater treatment plant; b) volume of each reactors; c) portion of the volume to preserve the sedimented activated sludge at the end of the cycle; d) ideal extend of the total fill and react periods of one cycle treatment.